



Luis Filipe Raposo Colmonero

Licenciatura em Ciências de Engenharia Química e Bioquímica

**Desenvolvimento de Indicadores e Medidas de
Eficiência Energética na Unidade de
*Hydrocracking***

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em
Engenharia Química e Bioquímica

Orientador: Hugo Carabineiro, Responsável Fábrica III, Refinaria de Sines

Co-orientador: Mário Eusébio, Professor Auxiliar, FCT/UNL

Júri:

Presidente: Professora Doutora Maria Madalena Andrade, FCT/UNL

Arguente: Professor Doutor José Paulo Mota, FCT/UNL

Vogal: Engenheiro Hugo Carabineiro, Galp Energia



FACULDADE DE
CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
UNIVERSIDADE NOVA DE LISBOA

Março, 2016

Desenvolvimento de Indicadores e Medidas de Eficiência Energética na Unidade de *Hydrocracking*

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em
Engenharia Química e Bioquímica

Orientador: Hugo Carabineiro, Responsável Fábrica III, Refinaria de Sines

Co-orientador: Mário Eusébio, Professor Auxiliar, FCT/UNL

Março, 2016

Desenvolvimento de indicadores e medidas de eficiência energética na unidade de *hydrocracking*

Copyright © Luis Filipe Raposo Colmonero, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa.

A Faculdade de Ciências e Tecnologia e a Universidade Nova de Lisboa têm o direito, perpétuo e sem limites geográficos, de arquivar e publicar esta dissertação através de exemplares impressos reproduzidos em papel ou de forma digital, ou por qualquer outro meio conhecido ou que venha a ser inventado, e de a divulgar através de repositórios científicos e de admitir a sua cópia e distribuição com objectivos educacionais ou de investigação, não comerciais, desde que seja dado crédito ao autor e editor.

Pela educação e valores transmitidos, dedico aos meus pais esta dissertação

Agradecimentos

Gostaria de agradecer a todos os intervenientes desta dissertação, bem como aos que contribuíram para o meu percurso académico.

À Refinaria de Sines, em particular ao Director Martinho Correia pela oportunidade de realizar este estágio curricular para elaboração da presente dissertação.

Ao meu orientador, Eng. Hugo Carabineiro pelo desafio proposto, pela dedicação para o sucesso deste trabalho, experiência proporcionada e conhecimento transmitido.

Ao meu co-orientador, Professor Mário Eusébio, pela disponibilidade e todos os ensinamentos dados ao longo da minha formação universitária.

Um especial agradecimento aos que me acompanharam de perto ao longo deste estágio:

Ao Eng. Sérgio Moutinho, pela atenciosa recepção, integração na fábrica III e conhecimento transmitido.

À Eng. Tânia Lopes, pela experiência adquirida através dos trabalhos desenvolvidos em conjunto.

Ao Eng. João Neves, por toda a informação disponibilizada ao longo deste estágio.

Ao Célio Santiago, pela disponibilidade e ajuda ao longo deste estágio.

Ao Eng. Pedro Casqueiro, pela ajuda prestada quanto ao sistema de controlo distribuído, existente na Refinaria.

Quero ainda agradecer a toda a equipa da Tecnologia, aos chefes de turno e operadores da fábrica III por toda a ajuda e disponibilidade no decorrer destes 6 meses.

De uma maneira geral agradecer a todos os colaboradores da Refinaria de Sines, com quem de alguma forma convivi.

Gostaria ainda de agradecer ao Professor João Miranda Reis, pelo conhecimento transmitido sobre a vasta área da indústria química, ao longo das cadeiras de Projecto I e Projecto II.

Por fim, mas não em último, agradeço a toda a minha família e amigos pelo carinho, compreensão e incentivo que demonstraram até hoje.

Resumo

O sector de refinação assume um importante papel na indústria portuguesa, sendo a Refinaria de Sines a unidade industrial que maior dimensão apresenta no aparelho refinador nacional. O elevado contributo que esta refinaria representa para a economia, traduz a importância da continuidade da sua actividade, bem como do seu desenvolvimento.

Neste âmbito, surge a preocupação com a eficiência energética alcançada nas suas unidades processuais, assente em propostas de melhoria ao nível das melhores práticas estabelecidas para este sector.

A presente dissertação visa precisamente apontar melhorias, tendo em conta os significativos desvios observados mensalmente nos consumos energéticos. Concretamente, nos desvios do consumo específico de combustível da unidade de *hydrocracking*. Foram estudadas e quantificadas as variáveis que contribuem para o consumo de combustível, de forma a ser possível actuar e controlar este mesmo consumo alcançado nos maiores consumidores de energia da unidade.

Pela análise feita, concluiu-se que as fornalhas situadas a montante do reactor de 1º estágio, do reactor de 2º estágio e da coluna de fraccionamento se apresentam como os maiores consumidores de energia desta unidade. Os resultados apontam para o fenómeno de *fouling* presente nos permutadores de carga a montante destas fornalhas como a maior contribuição para os desvios no consumo específico de combustível registado ao longo do segundo ciclo de operação da unidade. Não existindo evidências de perda de eficiência térmica nos equipamentos onde é consumido o combustível, seja por práticas de operação ou por deterioração de materiais.

Dos resultados obtidos, surge uma recomendação como proposta de melhoria para a problemática inicialmente proposta, que resulta num plano de controlo sobre as variáveis críticas à operação destas fornalhas. Destacando-se a acção de limpeza e intervenção a cada dois anos nos permutadores de calor a montante das fornalhas.

Palavras-chave: eficiência energética, consumo específico de combustível, fornalhas, *fouling*

Abstract

The refining sector plays an important role in the Portuguese industry, and Sines refinery presents as the largest unit in the national refining system. The high contribution of this refinery in the economy reflects the importance to maintain and develop its activity.

So being, the concern with energy efficiency achieved in its processing units comes up based on the best practises improving proposals established for this sector.

This thesis seeks to make an improvement by giving answers about the monthly deviations observed on high energy consumption, specifically the deviations registered in the specific fuel consumption of the hydrocracking unit, at factory III. A studied was performed in order to quantify the variables which affect the fuel consumption.

This study showed the 1st stage, 2nd stage and fractionator feed fired heaters as the largest energy consumer's in the hydrocracking unit. The results point to the fouling present in the fired heater upstream heat exchangers as the greatest contribution to the deviations in the specific fuel consumption, recorded during the second run length. No evidences of thermal efficiency loss were discovered in fired heaters, either by operating practices or deterioration of materials.

From the results arise a recommendation to the initial problem, resulting in a control plan of the critical variables which affect the operation of these fired heaters, highlighting the cleaning action and intervention every two years in the upstream heat exchangers of the fired heaters.

Keywords: energy efficiency, specific fuel consumption, fired heaters, fouling

Índice

1.Introdução	1
1.1 Contextualização do Problema.....	1
1.2 Enquadramento e Motivação do Projecto	2
1.3 Abordagem.....	2
2.Caso de Estudo.....	5
2.1 Refinaria.....	5
2.2 Fábrica III.....	6
2.3 Problemática em Estudo.....	8
3.Estado de Arte	15
3.1 Índice de Intensidade Energética.....	15
3.2 Energia em Refinação	16
3.3 Eficiência Térmica de Fornalhas.....	18
3.3.1 Razão Ar/Combustível	18
3.3.2 Pré-aquecimento de ar	20
3.3.3 Queimadores.....	21
3.4 Fenómeno de <i>fouling</i> em permutadores de calor.....	22
3.4.1 <i>Fouling</i> presente em unidades de refinação	23
4.Aplicação da metodologia DMAIC.....	27
4.1 Definição do Estudo	28
4.1.1 Análise de Pareto.....	28
4.1.2 Consumo Específico de Combustível.....	31
4.1.3 Diagrama Causa-Efeito	32
4.2 Medição de Variáveis.....	33
4.2.1 Cálculo do <i>duty</i> com compensação do caudal de combustível.....	34
4.2.2 Normalização CHn da molécula de combustível	37
4.2.3 <i>Fouling</i> em permutadores de carga	37

4.2.4 Eficiência <i>Solomon Associates</i>	42
4.3 Análise de Relações Causa-Efeito.....	43
4.4 Implementação de medidas de minimização do consumo de combustível	51
4.4.1 Plano de limpeza dos permutadores de carga.....	51
4.4.2 Controlo Avançado de Combustão.....	54
4.4.3 Detecção de coque nas serpentinas das fornalhas	55
4.4.4 Controlo de temperatura á entrada da Fraccionadora.....	56
4.5 Plano de Controlo.....	56
5. Conclusões	59
6. Trabalho Futuro.....	63
Bibliografia	65
Anexo I.....	67
Anexo II	69
Anexo III	71
Anexo IV	73
Anexo V	77

Lista de Tabelas

Tabela 1- Equipamentos associados ao esquema de integração energética das fornalhas da unidade hydrocracking	9
Tabela 2 - Excesso de ar recomendado para combustão em fornalhas [9].....	19
Tabela 3 - Eficiência Térmica de uma fornalha (%) [9].....	19
Tabela 4 - Valores de poder calorífico inferior dos compostos presentes no fuel gás	34
Tabela 5 - Conjunto da integração entre fornalhas e permutador de carga	38
Tabela 6 - Curva de entalpia da corrente que circula no feixe tubular do permutador HC-E-21 A\B. Valores cedidos pelo licenciador	39
Tabela 7 - Resumo da informação necessária ao cálculo do coeficiente global de transferência de calor para cada permutador	40
Tabela 8 - Valores e TAGS usadas no cálculo da eficiência térmica das fornalhas da unidade .	43
Tabela 9 - Valores médios de calor específico calibrados pelo duty calculado para cada mês e para cada fornalha da unidade.....	45
Tabela 10- Acréscimo dos custos com combustíveis, devido á tendência de aumento do consumo específico de combustíveis na unidade de hydrocracking	53
Tabela 11 - Plano de controlo às variáveis processuais fracção de oxigénio nos fumos, temperatura de fumos, temperatura de entrada nas fornalhas e temperatura de saída da fornalha HC-H-03.....	57
Tabela 12 - Massa molecular dos compostos constituintes do fuel gás [18].....	67
Tabela 13 - Curva de entalpia da corrente de processo, lado do feixe tubular HC-E-22, valores cedidos pelo licenciador	69
Tabela 14 - Curva de entalpia da corrente de processo, lado do corpo HC-E-23, valores cedidos pelo licenciador	69
Tabela 15 - Curva de entalpia da corrente de processo, lado do corpo HC-E-24, valores cedidos pelo licenciador	70
Tabela 16 - Curva de entalpia da corrente de processo, lado do corpo HC-E-46, valores cedidos pelo licenciador	70
Tabela 17 - Valores de calor específico médios mensais com base no duty compensado através do caudal de fuel gás	71
Tabela 18 - Valores correspondentes ao duty calculado para Maio 2014	73
Tabela 19 - Valores correspondentes ao duty calculado para Maio 2015	73
Tabela 20 - Valores correspondentes ao duty calculado para Dezembro 2015.....	73
Tabela 21 - Valores correspondentes ao duty calculado para Maio 2014	74
Tabela 22 - Valores correspondentes ao duty calculado para Maio 2015	74

Tabela 23 - Valores correspondentes ao duty calculado para Dezembro 2015.....	74
Tabela 24 - Valores correspondentes ao duty calculado para Maio 2014.....	75
Tabela 25 - Valores correspondentes ao duty calculado para Maio 2015	75
Tabela 26 - Valores correspondentes ao duty calculado para Dezembro 2015.....	75
Tabela 27 - Histórico do preço de gás natural, valores fornecidos pela área da Tecnologia da Refinaria de Sines	77

Lista de Figuras

Figura 1 – Complexo da Refinaria de Sines.....	5
Figura 2 - Diagrama geral de processo Refinaria de Sines [1].....	6
Figura 3 - Unidade de hydrocracking.....	7
Figura 4 – Diagrama geral fábrica III.....	8
Figura 5 - Esquema de integração energética das fornalhas da unidade de hydrocracking	10
Figura 6 - Fornalha 1º Estágio.....	11
Figura 7 - Fornalha 2º Estágio.....	11
Figura 8 - Fornalha da Fraccionadora	12
Figura 9 - Configuração dos permutadores de carga Breech-lock [3].....	14
Figura 10 - Configuração H-AES do Permutador HC-E-46 [4].....	14
Figura 11 - Quartis Solomon para Europa Ocidental	16
Figura 12 - Sistema de integração energética comum em colunas de destilação [7]	17
Figura 13 - Sistema de integração energética comum em reactores químicos [7]	17
Figura 14 - Fracções volúmicas dos produtos da reacção de combustão realizada com excesso de ar [10].....	19
Figura 15 - Esquema de Pré-aquecimento do ar de combustão [9].....	20
Figura 16 - Esquema de pré-aquecimento em trens de permuta [14].....	24
Figura 17 - Esquema de pré-aquecimento da corrente de alimentação, através do efluente do reactor [14]	24
Figura 18 - Esquema de permuta entre a corrente de alimentação e o efluente reaccional [14] .	25
Figura 19 - (A) Interface DCS, (B) Interface ASPEN Process Explorer	27
Figura 20 – Análise de Pareto aos consumidores de vapor, valores fornecidos pelo licenciador da unidade	28
Figura 21 – Análise de Pareto aos consumidores de energia eléctrica, valores fornecidos pelo licenciador da unidade.....	29
Figura 22 – Análise de Pareto aos consumidores de fuel gás, valores fornecidos pelo licenciador da unidade	29
Figura 23 - Análise de Pareto global dos maiores consumidores de energia da unidade de hydrocracking.....	30
Figura 24 - Registo mensal do consumo específico de fuel gás e de carga alimentada á unidade. Valores cedidos pela Refinaria de Sines - Fábrica III	31
Figura 25 - Diagrama Causa-Efeito do aumento do duty nas fornalhas da unidade	32
Figura 26 - Variação do poder calorífico inferior do fuel gás consumido nas fornalhas da unidade de hydrocracking	35

Figura 27 - Variação do somatório de calor libertado para as três fornalhas da unidade calculado com valores de caudal de fuel gás compensado	36
Figura 28 - Variação da normalização CHn da mistura de combustível consumido nas fornalhas	37
Figura 29 - Representação gráfica para a obtenção do valor de calor específico da corrente de processo.....	39
Figura 30- Variação do coeficiente global de transferência de calor do permutador HC-E-21 A\B	40
Figura 31 - Variação do coeficiente global de transferência de calor do permutador HC-E-22 .	41
Figura 32 - Variação do coeficiente global de transferência de calor do permutador HC-E-23 .	41
Figura 33 - Variação do coeficiente global de transferência de calor do permutador HC-E-24 .	41
Figura 34 - Variação do coeficiente global de transferência de calor do permutador HC-E-46 .	42
Figura 35 - Variação da eficiência térmica das fornalhas da unidade	43
Figura 36 - Relação entre variáveis processuais e variável de resposta (KPI)	44
Figura 37 - contribuições em cascata das variáveis processuais para o duty calculado da fornalha do 1º estágio	46
Figura 38 - contribuições em cascata das variáveis processuais para o duty calculado da fornalha do 2º estágio	47
Figura 39 - contribuições em cascata das variáveis processuais para o duty calculado da fornalha da fraccionadora	49
Figura 40 - contribuições em cascata das variáveis processuais agregadas para o duty total calculado nas fornalhas da unidade de hydrocracking	50
Figura 41 - Variação e projecção logarítmica do consumo específico de combustível	52
Figura 42 - Função objectivo indicativa da periodicidade óptima de intervenção de limpeza nos permutadores de carga.....	54

Nomenclatura

AK	Unidade de Aminas
APE	Aspen Process Explorer
API	American Petroleum Institute
BFW	Boiler Feedwater
CGTC	Coeficiente global de transferência de calor
DCS	Distributed Control System
EOR	End-of-run
HC	Unidade de hydrocracking
HR	Unidade de produção de hidrogénio
KPI	Key process indicator
PCI	Poder calorífico inferior
SC	Unidade de recuperação de enxofre
SOR	Start-of-run
SWS	Unidade de stripping de águas ácidas
TAGS	Identificativos de variáveis processuais
TEMA	Tubular Exchanger Manufacturers Association
VGO	Gasóleo de vácuo
BPD	Barris por dia

1

Introdução

1.1 Contextualização do Problema

A refinaria de Sines apresenta-se como um dos mais importantes operadores industriais em Portugal, fazendo parte do aparelho refinador do grupo Galp Energia. Tendo em vista a aceitação no mercado nacional e internacional, a refinaria de Sines voluntariou a sua certificação energética pela Norma de Sistemas de Gestão Energética ISO 50001.

Esta certificação surge com o objectivo de contribuir de forma significativa para a redução dos custos associados aos consumos energéticos, contribuindo assim para o aumento da competitividade da refinaria, para a redução das emissões de gases com efeito de estufa com impacto significativo no desempenho ambiental da organização, e ainda reduzir a factura resultante dessas mesmas emissões.

Com esta certificação, a Refinaria compromete-se com numerosas medidas, entre as quais a identificação de consumos energéticos significativos nas suas unidades processuais, bem como propostas de melhoria com o objectivo de reduzir estes mesmos consumos.

Foi definido o critério de oportunidade de melhoria como a necessidade de acompanhar determinados processos, cujos consumos e desempenhos, ainda que pouco relevantes, possam ao mesmo tempo apresentar um potencial de implementação de acções de melhoria, no que diz respeito ao seu desempenho energético.

Depois de definida uma oportunidade de melhoria, são estabelecidas medidas e indicadores, de modo a aferir os resultados provenientes da implementação dessa melhoria. Para isso, são definidas metas e é efectuado o acompanhamento e a evolução dos consumos após ter sido implementada a acção de melhoria. O compromisso assumido com esta certificação vai traduzir ainda, a revisão periódica das medidas tomadas, como o objectivo de garantir a melhoria contínua do desempenho energético da Refinaria.

1.2 Enquadramento e Motivação do Projecto

Esta dissertação insere-se numa proposta de melhoria para a Fábrica 3, no âmbito da sua eficiência energética.

A Fábrica 3 da Refinaria de Sines é um complexo de hydrocracking concebido para converter destilados de vácuo em destilados intermédios de elevada qualidade. O complexo conta com cerca de 3 anos desde o arranque inicial e integra 3 unidades principais: *Hydrocracker* (HC) de 43,000 BPD, o *Steam Methane Reformer* (HR) de 90,000 Nm³/h, e uma *Sulphur Recovery Unit* (SC) de 135 t/d de enxofre líquido. Para além destas unidades principais conta ainda com duas unidades de suporte: aminas (AK) e stripper de águas ácidas (SWS).

O complexo foi projectado com particular enfoque na eficiência energética. A gestão da energia é vital na rentabilidade das unidades, pois representa cerca de 78% dos custos de operação da Refinaria de Sines. Os consumos significativos são alvo de acompanhamento mensal e o desempenho energético global da Refinaria é comparado através de *benchmarking* com outras refinarias através do índice de intensidade energética EII® da Consultora Solomon, reportado a cada 2 anos. A gestão definiu como objectivo colocar a Refinaria de Sines no 1º quartil do ranking Solomon para a Europa Ocidental até ao final de 2016.

Mensalmente é realizado o acompanhamento dos consumos significativos das diversas fábricas, incluindo a Fábrica 3. Contudo, os desvios de mês para mês são frequentemente interpretados de um ponto de vista fenomenológico, sem a compreensão de relações de causa efeito com eventos processuais, práticas de operação ou desempenho de equipamentos. A inexistência de uma relação de causalidade é impeditiva da implementação de medidas de controlo e melhoria. O objectivo deste trabalho é associar as variações nos consumos energéticos significativos a questões processuais concretas, de forma a permitir actuar na causa raiz e dessa forma compreender e controlar os consumos significativos.

1.3 Abordagem

Para a realização da presente dissertação de mestrado foi empregue a metodologia DMAIC: Definir, Medir, Analisar, Implementar e Controlar.

DEFINIR

Nesta fase inicial foi enunciado de forma clara e sucinta o problema e objectivos, bem como o impacto estimado das mais valias. Foi ainda, definido o âmbito e o estudo a ser realizado, mais concretamente sobre que unidade processual e quais dos seus equipamentos seriam estudados.

MEDIR

Definidos os objectivos foi necessário estabelecer métricas para a medição dos consumos e verificar a sua robustez. Os consumos significativos ou outros KPI's derivados destes, constituíram os Y's, ou variáveis de resposta para analisar. A par destes, foi necessário elencar e verificar a robustez da medição das variáveis processuais X's que poderiam influenciar os Y's. Os valores para estas variáveis foram encontrados através dos consumos significativos, sendo estes objecto de monitorização mensal por parte do engenheiro de processo da área da Tecnologia. Os dados de design foram ainda utilizados como referência.

ANALISAR

A fase de análise teve por objectivo caracterizar que variáveis processuais (X's) são relevantes e de que forma influenciam os consumos significativos (Y's). Para tal foram utilizados os dados processuais e analíticos existentes na base de dados das unidades (Aspen Explorer). Estes dados foram estudados do ponto de vista de correlações para aferir relações de causalidade, ou seja estabeleceram-se relações entre variáveis processuais e consumos, do tipo $Y's=f(X's)$.

IMPLEMENTAR

Definidas e propostas as relações de causalidade, foram identificadas e sugeridas medidas a implementar de forma a minimizar os consumos significativos.

CONTROLAR

Por fim, estabeleceu-se um plano de controlo, em formato matricial, que define as acções a tomar e em que variáveis processuais, sempre que se observem desvios nos consumos.

2

Caso de Estudo

2.1 Refinaria

A Refinaria de Sines constitui parte do aparelho refinador a operar em Portugal com capacidade para destilar 10.9 milhões de toneladas por ano, o que equivale a 220 mil barris por dia. Esta refinaria compreende 34 unidades processuais e dispõe de 3 milhões de metros cúbicos de armazenamento.



Figura 1 – Complexo da Refinaria de Sines

Estas unidades processuais agregam-se em cinco complexos: Fábrica I, Fábrica II, Fábrica III, Fábrica de Utilidades e Movimentação de Produtos. Todas operando interligadas, com vista a produção de derivados de Petróleo com elevada qualidade, tais como: GPL, Gasolina, Nafta Química, Jet Fuel, Gasóleo, Fuel Óleo, Betumes e Enxofre. A figura 2 esquematiza a interligação entre as unidades processuais da Refinaria de Sines.

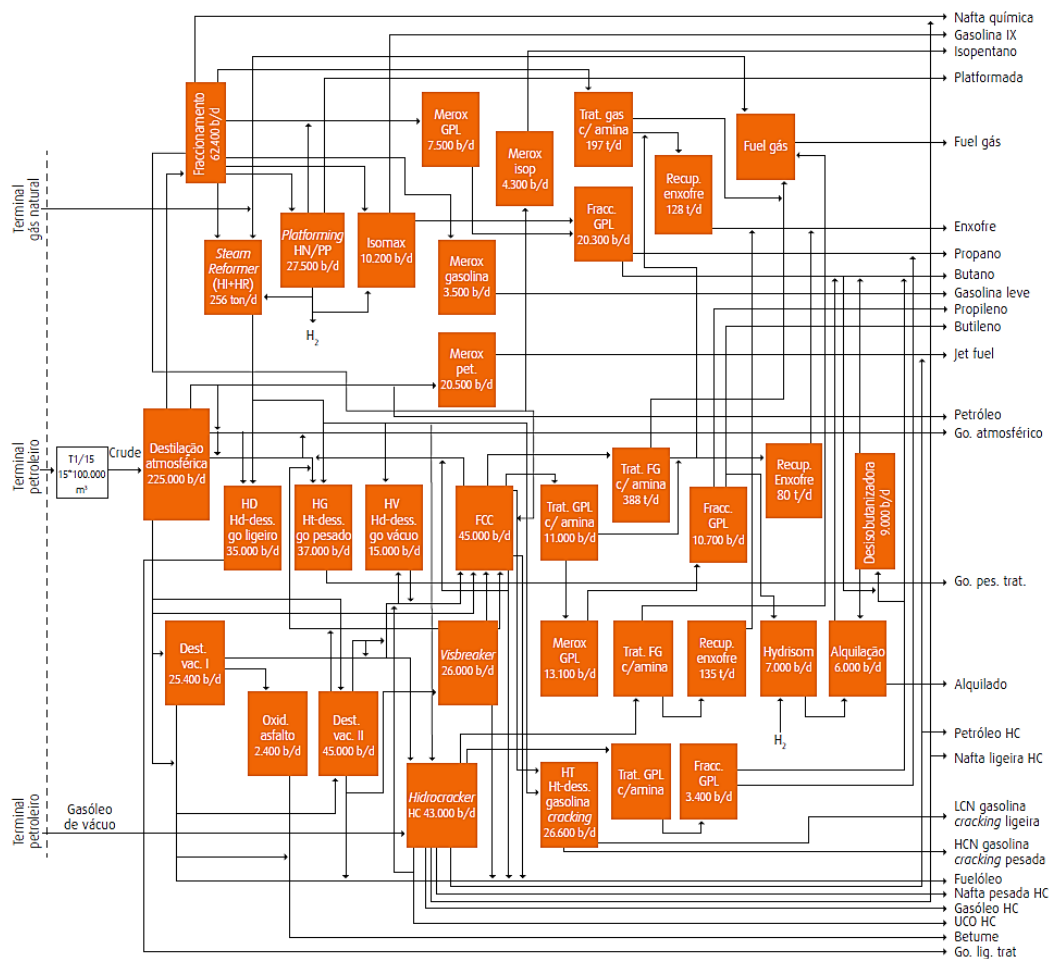


Figura 2 - Diagrama geral de processo Refinaria de Sines [1]

2.2 Fábrica III

A Fábrica III, sendo um complexo de *hydrocracking* é constituída por três unidades principais, um *hydrocracker* (HC), uma unidade de produção de hidrogénio (HR) e uma unidade de recuperação de enxofre (SC). A figura 3 representa a unidade HC da fábrica III. Conta ainda com duas unidades de suporte, aminas (AK) e um stripper de águas ácidas (SWS) para remoção de subprodutos, maioritariamente H_2S e o respectivo tratamento das águas residuais.



Figura 3 - Unidade de hydrocracking

Hydrocraker (HC)

Esta unidade catalítica tem como objectivo a conversão de um produto menos nobre, o gasóleo de vácuo proveniente das destilações de vácuo das Fábricas I e II, da Refinaria de Matosinhos, e de importação, em produtos mais valiosos e com óptimas características para a constituição dos lotes de produtos finais expedidos pela refinaria. Dos produtos, destacam-se o gasóleo e o jet, embora também se produzam naftas e GPL. A unidade instalada é de 99% de conversão [2].

Steam Methane Reformer (HR)

A unidade foi desenhada para receber como carga gás natural, tendo como carga alternativa, nafta ligeira dessulfurada. Consiste numa secção de produção de hidrogénio (incluindo o tratamento da carga), Sistema de Conversão de Alta Temperatura (*Shift HT*) e uma unidade *Pressure Swing Adsorption* (PSA) para purificar o hidrogénio a 99,5% vol. Este hidrogénio é consumido essencialmente pelas reacções de hidrotratamento do 1º e 2º estágio no *Hydrocracker* [2].

Sulphur Recovery Unit (SC)

Foi desenhada para converter em enxofre elementar o H_2S e destruir o NH_3 , constituintes das correntes de gás ácido provenientes das unidades de aminas e águas ácidas do *Hydrocracker*, bem como das restantes unidades de aminas da refinaria. A eficiência de recuperação de enxofre da unidade garantida é de 99.5% [2].

A figura 4 resume a interligação entre as várias unidades anteriormente descritas,

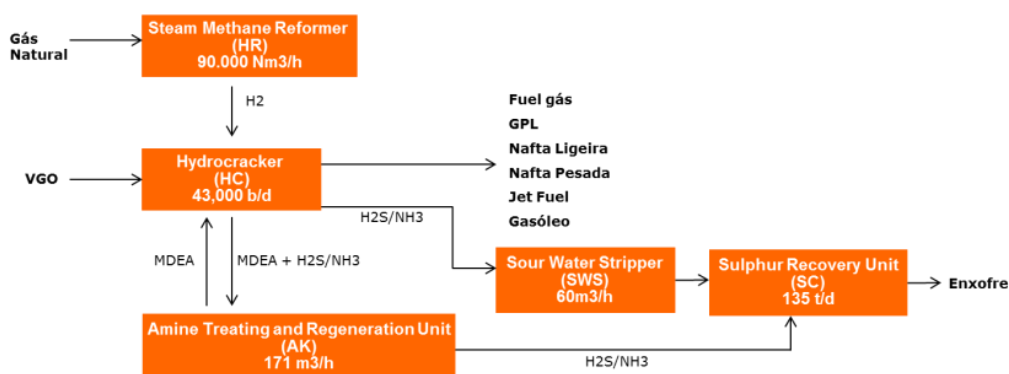


Figura 4 – Diagrama geral fábrica III

2.3 Problemática em Estudo

O presente estudo abordou os desvios observados regularmente nos consumos energéticos da unidade de *hydrocracking*, mais concretamente sobre o consumo de fuel gás. Como referido anteriormente, o acompanhamento deste consumo é actualmente realizado, no entanto, grande parte deste acompanhamento carece de respostas que interliguem os desvios a variáveis processuais concretas. Estes desvios foram acompanhados por um aumento do consumo específico de combustível, que se fez sentir pelo aumento do calor gerado nas fornalhas da unidade.

Neste trabalho foram estudadas as variáveis capazes de influenciar o calor gerado pela queima de combustível, de forma a determinar quais dessas mesmas variáveis contribuíram para as variações no consumo energético.

O fuel gás consumido nesta unidade, é utilizado como combustível para três fornalhas, responsáveis por fazer o aquecimento das correntes de processo desejadas. Estas fornalhas encontram-se integradas energeticamente com outros equipamentos processuais, possibilitando o reaproveitamento de grande parte do calor gerado através da queima deste combustível.

O esquema de integração energética em estudo, tem por base o aproveitamento dos efluentes quentes dos reactores de 1º e 2º estágio, bem como da coluna fraccionadora. Estes efluentes quentes comportam uma enorme quantidade de entalpia que é aproveitada de modo a ser feito o pré-aquecimento das correntes frias que entram nas fornalhas e que alimentam os três

equipamentos mencionados. Existe ainda um sistema de reaproveitamento de entalpia, através do pré-aquecimento do ar forçado para as fornalhas, pela entalpia derivada dos fumos da queima de combustível (*Balanced Draft*).

Esta integração permite pré-aquecer as correntes de entrada dos três principais equipamentos da unidade de *hydrocracking* através de permutadores térmicos de caixa e tubos, com o objectivo de reduzir a factura energética relativa á queima de combustíveis nas fornalhas. Sendo assim, é possível recuperar entalpia de correntes processuais pelos permutadores, ao invés de todo este esforço ser feito pelas fornalhas, traduzindo-se num custo mais elevado pelo maior consumo de combustíveis, bem como pela factura derivada de mais emissões de CO₂.

A Figura 5 representa o esquema de integração energética acima descrito e é constituído pelos equipamentos apresentados na Tabela 1.

Tabela 1- Equipamentos associados ao esquema de integração energética das fornalhas da unidade hydrocracking

HC-R-01	Reactor 1º Estágio
HC-H-01	Fornalha 1º Estágio
HC-R-02	Reactor 2º Estágio
HC-H-02	Fornalha 2º Estágio
HC-V-03	Coluna Fracionadora
HC-H-03	Fornalha da Coluna Fracionadora
HC-E-21 A\B	Permutador de carga ao 1º Estágio
HC-E-22	Permutador de carga ao 2º Estágio
HC-E-23	Permutador de carga Coluna Fracionadora
HC-E-24	Permutador de carga Coluna Fracionadora
HC-E-46	Permutador de carga Coluna Fracionadora
HC-E-90	Pré-aquecedor de Ar HC-H-01/02
HC-E-91	Pré-aquecedor de Ar HC-H-03
FF-V-31	<i>Knock Out Drum</i>

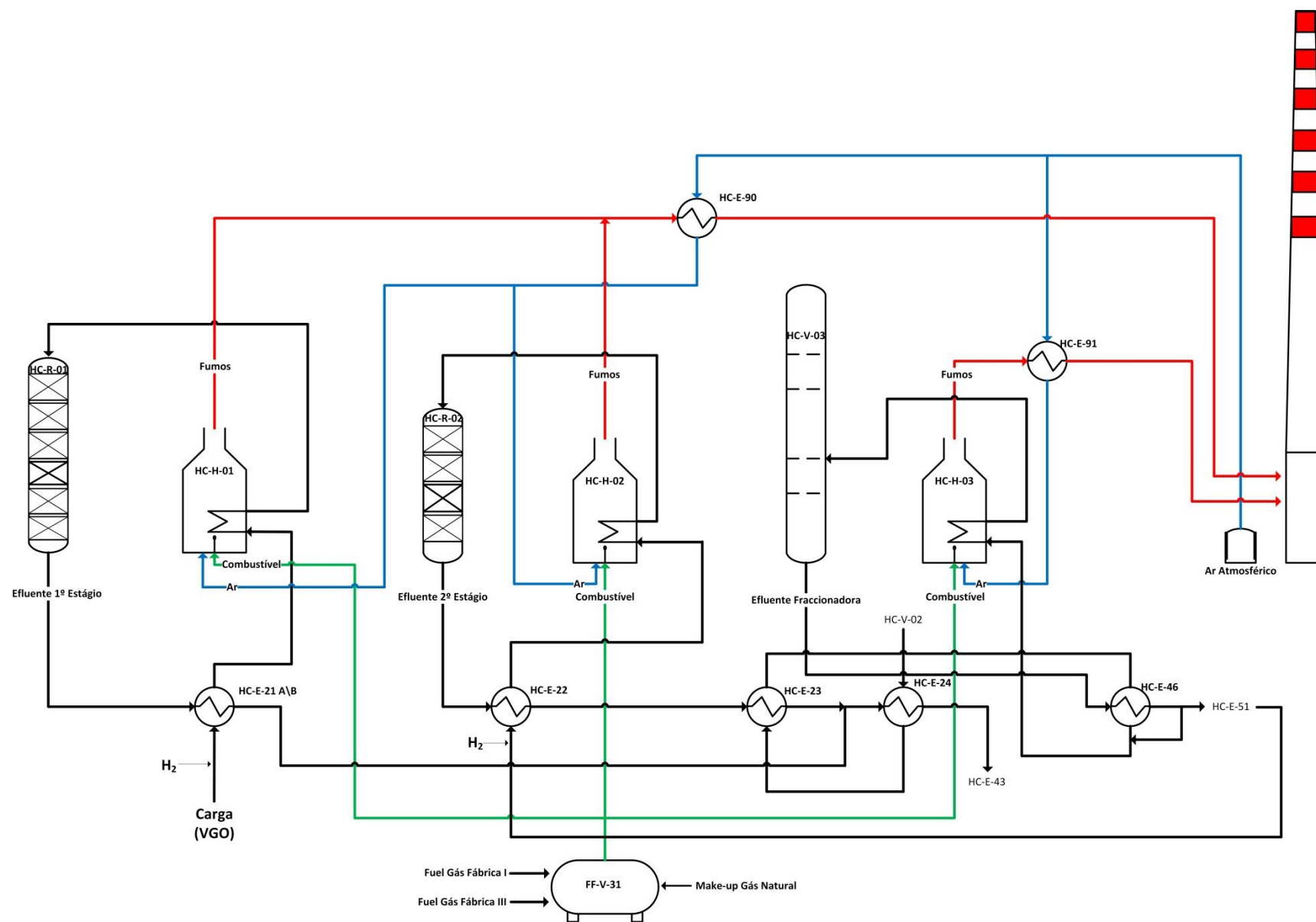


Figura 5 - Esquema de integração energética das fornalhas da unidade de hydrocracking

Dos equipamentos representados no esquema da figura 5, as fornalhas e os respectivos permutadores de carga, assumem a maior importância para este estudo e são descritos pelas figuras 6, 7, 8, 9, 10 e respectivas características provenientes de folhas de especificação dos fabricantes.

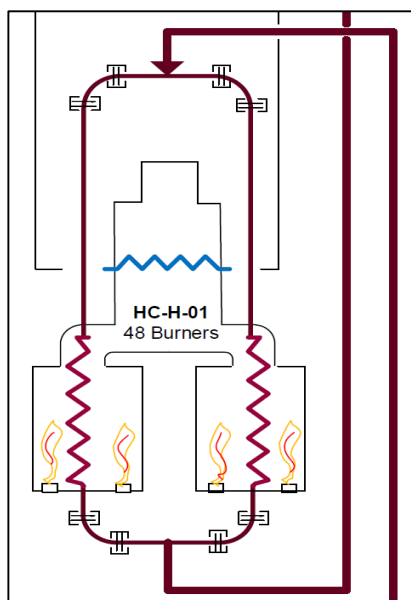


Figura 6 - Fornalha 1º Estágio

Fornalha 1º Estágio

- *Horizontal Box - Double Fired – Convection on top*
- Calor Libertado Projecto (Base PCI): 17.28 Gcal/h
- 48 Queimadores *Low NOx*
- Zona de convecção - pré-aquecimento de BFW
- Queima de Fuel Gás / Gás Natural
- Sistema de ar – *Balance draft*

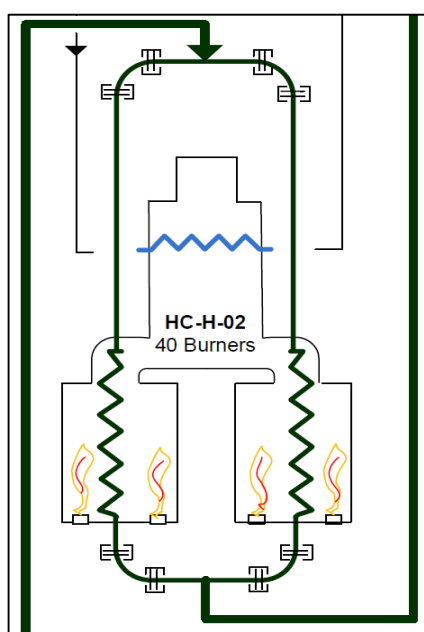


Figura 7 - Fornalha 2º Estágio

Fornalha 2º Estágio

- *Horizontal Box – Double Fired – Convection on Top*
- Calor Libertado Projecto (Base PCI): 14.4 Gcal/h
- 40 Queimadores *Low NOx*
- Zona de convecção – pré-aquecimento de BFW
- Queima de Fuel Gás / Gás Natural
- Sistema de ar – *Balance draft*

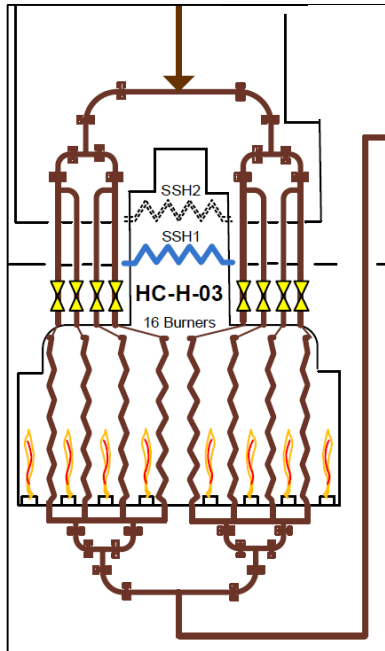


Figura 8 - Fornalha da Fraccionadora

Fornalha Fraccionadora

- *Vertical Box – Convection on Top*
- Calor Libertado Projecto (Base PCI): 74.72 Gcal/h
- 16 Queimadores *Low NOx*
- Zona de convecção - Sobreaquecimento de Vapor
- Queima de Fuel Gás / Gás Natural
- Sistema de ar – *Balance draft*

Permutador de Carga 1º Estágio

HC-E-21 A\B

- Tipo: *High Pressure Shell and Tube Breech-lock*
- Caixa: Efluente do Reactor do 1º Estágio (1 passagem)
- Tubos: Alimentação do Reactor do 1º Estágio (2 passagens)
- Nº tubos: 1260
- Área de permuta total – 2211 m²

Permutador de Carga 2º Estágio

HC-E-22

- Tipo: *High Pressure Shell and Tube Breech-lock*
- Caixa: Efluente do Reactor do 2º Estágio (2 passagens)
- Tubos: Alimentação do Reactor do 2º Estágio (4 passagens)
- Nº tubos: 1321
- Área de permuta: 1155.8m²

Permutadores de Carga Fraccionadora

HC-E-23

- Tipo: *High Pressure Shell and Tube Breech-lock*
- Caixa: Alimentação da Fraccionadora (1 passagem)
- Tubos: Efluente do Reactor do 2º Estágio (2 passagens)
- Nº tubos: 267
- Área de permuta: 161.5 m²

HC-E-24

- Tipo: *High Pressure Shell and Tube Breech-lock*
- Caixa: Alimentação da Fraccionadora (1 passagem)
- Tubos: Efluente combinado dos dois estágios (2 passagens)
- Nº tubos: 1073
- Área de permuta: 616.5m²

A configuração dos permutadores de alta pressão, HC-E-21 A\B, 22, 23 e 24 é representada pela figura 9, correspondendo ao tipo DEU – horizontal (TEMA).

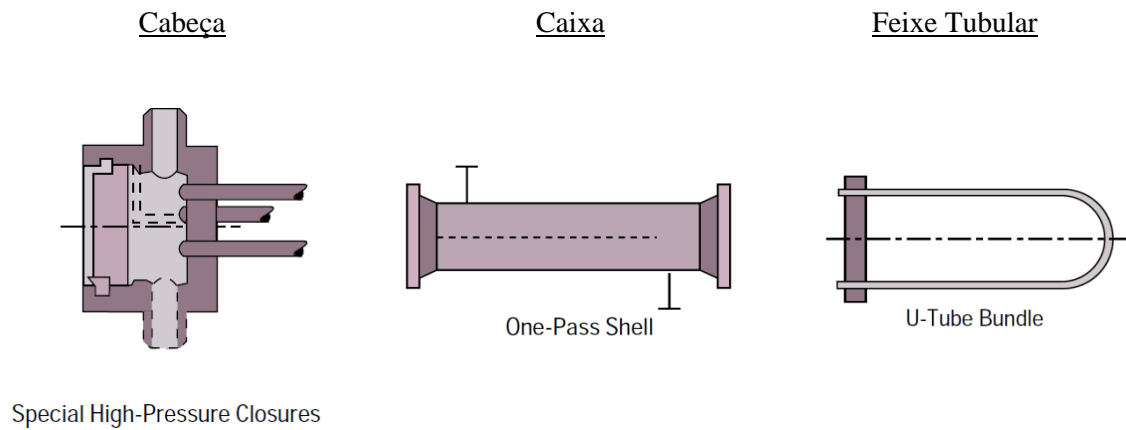


Figura 9 - Configuração dos permutadores de carga Breech-lock [3]

HC-E-46

- Tipo: *Shell and Tube*
- Caixa: Alimentação da Fraccionadora (1 passagem)
- Tubos: Fundo da Fraccionadora (6 passagens)
- Nº tubos: 1812
- Área de permuta: 589.5m²

O permutador HC-E-46 possui uma configuração H-AES, como representado na figura 10.

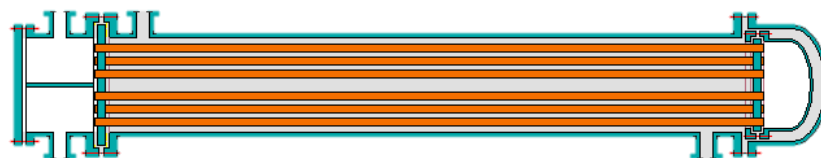


Figura 10 - Configuração H-AES do Permutador HC-E-46 [4]

Estado de Arte

3.1 Índice de Intensidade Energética

Inserido na ideia de melhorar a sua eficiência energética, as refinarias, através de uma parceria com a consultora *Solomon Associates*, são capazes de medir o seu índice de intensidade energética (EII) e compará-lo com índices médios alcançados na região a que pertence, bem como com outras regiões do mundo. Este índice de intensidade energética, compara a energia consumida na Refinaria com um consumo de energia padrão estabelecido por esta consultora, tendo em conta a tipologia da própria refinaria e a complexidade das suas unidades processuais. O índice de intensidade energética traduz-se numa percentagem relativa ao quociente entre o total da energia consumida por uma refinaria e o valor padrão de consumo de energia para a tipologia da refinaria. Assim, quanto menor o valor do índice, melhor será o desempenho energético. O valor de referência será de 100, pelo que abaixo deste valor para tipologia de cada refinaria, esta será mais eficiente do que o padrão estima. Se o valor de EII, se situar acima de 100, a refinaria encontra-se numa situação de ineficiência energética, sabendo que é possível melhorar e corrigir determinados consumos energéticos nas suas unidades [5].

Em 2012 foi estimado pela *hydrocarbonpublishing* que a redução de um ponto percentual no índice de intensidade energética represente uma poupança aproximada de 1.7 milhões\$ em combustível, considerando 5\$/ milhão Btu como preço de energia [6].

Na figura 11 é apresentada a subdivisão dos quartis do índice de intensidade energética, estabelecidos pela *Solomon Associates* para a Europa Ocidental. Em 2014 a Refinaria de Sines apresentou um índice de 96.

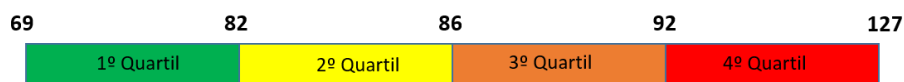


Figura 11 - Quartis Solomon para Europa Ocidental

Existe assim, a capacidade de comparação numa base de cálculo equivalente, a intensidade energética registada com as diferentes regiões do globo. Tendo ficado em 2014 a Refinaria de Sines classificada no 4º quartil, no que respeita á utilização da sua energia. Este tipo de consulta comparativa entre operadores da mesma área, é conhecida por *benchmarking* e tem como objectivo a aquisição das melhores práticas no sector, com vista a uma evolução e melhoria continua.

3.2 Energia em Refinação

A necessidade de energia é um factor comum a todas as refinarias, tendo esta necessidade diversos objectivos. Nomeadamente, de aquecer, desenvolver reacções, arrefecer, comprimir ou transportar correntes de hidrocarbonetos em fase líquida e gasosa. Entre todas as operações acima referidas, o aquecimento de correntes de processo ou equipamentos é aquela que se destaca, envolvendo elevadas quantidades de energia.

O tipo de equipamentos e a forma de energia usada para a transferência calor depende da temperatura desejada e da necessidade de calor gerado. Para a transferência de calor a correntes de processo são usadas fornalhas, onde são queimados combustíveis líquidos ou gasosos. Estes equipamentos são tipicamente usados para fornecer calor quando se desejam temperaturas entre os 250 e os 500°C (normalmente não é excedido este valor, pois acima desta temperatura rapidamente as moléculas constituintes dos hidrocarbonetos entram em decomposição). Existindo numa refinaria de complexidade média, entre 15 e 20 fornalhas de diferentes capacidades.

Um elemento chave no planeamento e operação de uma refinaria é a sua capacidade de recuperação de energia e integração entre os diversos equipamentos. A maior parte dos processos existentes em refinarias utiliza a necessidade de arrefecimento dos efluentes processuais para aquecer as correntes de alimentação. Assim, o excedente de energia, existente nas correntes quentes pode ser transferido para as correntes frias, através de permutadores de calor.

Outra hipótese para este excedente de calor ser recuperado, está na permuta de entalpia entre as correntes de processo e correntes de água com objectivo de gerar vapor. Este tipo de reaproveitamento térmico é essencial para o desempenho energético de uma refinaria. As figuras 12 e 13 representam a vermelho, sistemas típicos de integração usados em refinação [7].

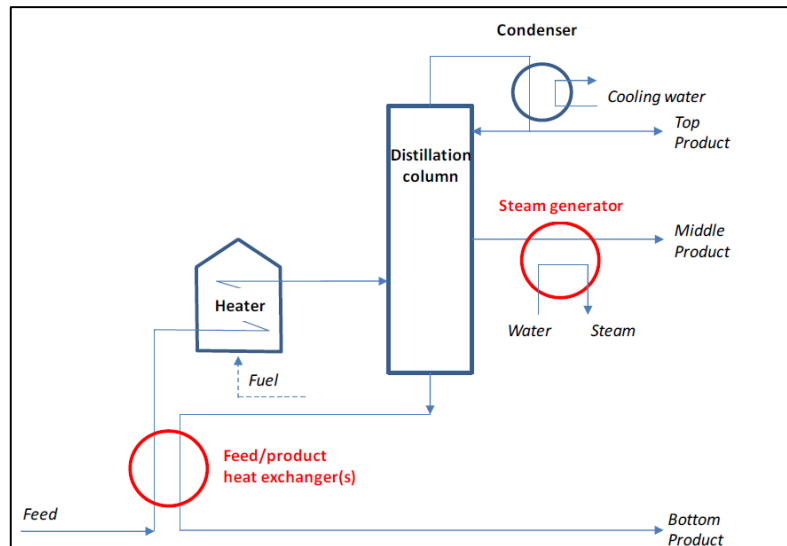


Figura 12 - Sistema de integração energética comum em colunas de destilação [7]

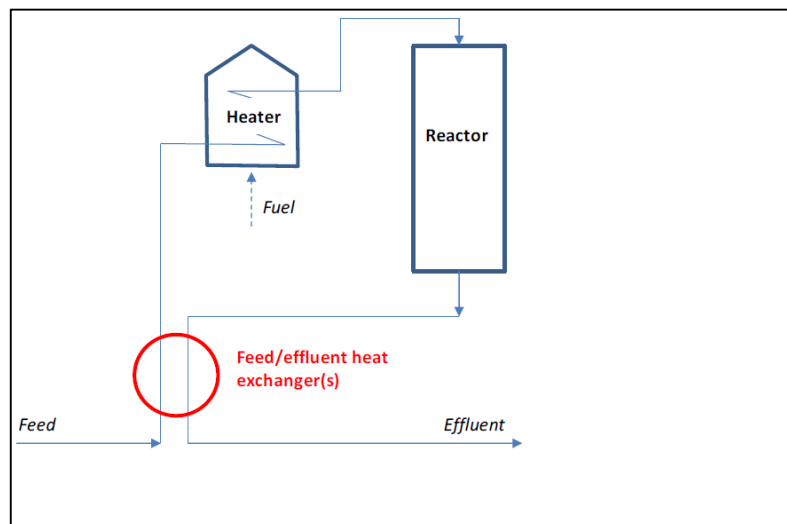


Figura 13 - Sistema de integração energética comum em reactores químicos [7]

3.3 Eficiência Térmica de Fornalhas

Sendo as fornalhas os maiores consumidores de energia, mas também componentes essenciais á operação das unidades processuais existentes em refinarias, importa avaliar a sua eficiência. Com o objectivo de otimizar a sua utilização, é necessário identificar e controlar as variáveis que interferem no desempenho deste tipo de equipamentos. Para avaliar a eficiência térmica de uma fornalha, o *American Petroleum institute*, através da norma API560, desenvolveu um método de cálculo traduzido pelo quociente entre o calor absorvido pelo processo (calor gerado na queima de combustível, descontando as perdas por radiação e a entalpia perdida pelos fumos) e este mesmo calor gerado. Cálculo este, capaz de indicar a eficiência térmica que se regista nestes equipamentos [8].

Importa também avaliar com detalhe algumas variáveis indicativas da eficiência térmica de fornalhas, de acordo com Ashtosh Garg, 1997. Segundo este autor, na indústria de refinação o consumo de energia é de cerca de 0.32 MMBtu/barril de crude processado. Este consumo traduz-se em 2.667 MMBtu/h para uma refinaria com uma capacidade de 200.000 barris por dia, pelo que o acréscimo de 1% na eficiência térmica registada, pode resultar numa redução de custos de 600.000\$/ano. Sendo grandes consumidores de energia, existe a oportunidade de reduzir consideravelmente a factura energética relativa ao consumo de combustível em fornalhas, com pequenas melhorias de eficiência térmica nestes equipamentos [9].

3.3.1 Razão Ar/Combustível

O rácio ar/combustível observado na queima feita em fornalhas, é gerido pelo excesso de ar presente na reacção de combustão. Ou seja, representa o excesso de ar face ao necessário estequiometricamente para que ocorra a reacção. Este excesso de ar assume-se imperativo na operação de uma fornalha pois garante uma combustão completa, assegurando assim a queima de todo o combustível. A ocorrência de combustão incompleta representa perdas de eficiência, bem como uma ameaça para segurança de toda a operação.

Com o objectivo de garantir o excesso de ar adequado ao equipamento em causa, é medida a fracção de oxigénio presente nos fumos. Existindo a relação representada na figura 14 para os produtos da reacção de combustão do metano realizada com excesso de ar.

São recomendados os valores de excesso de ar apresentados na tabela 2, dependendo do tipo de alimentação de ar existente no equipamento, bem como de combustível utilizado para a queima.

Tabela 2 - Excesso de ar recomendado para combustão em fornalhas [9]

	Natural Draft	Forced Draft
Fuel Gás	15-20%	10-15%
Fuel Óleo Leve	20-25%	15-20%
Fuel Óleo Pesado	25-30%	20-25%

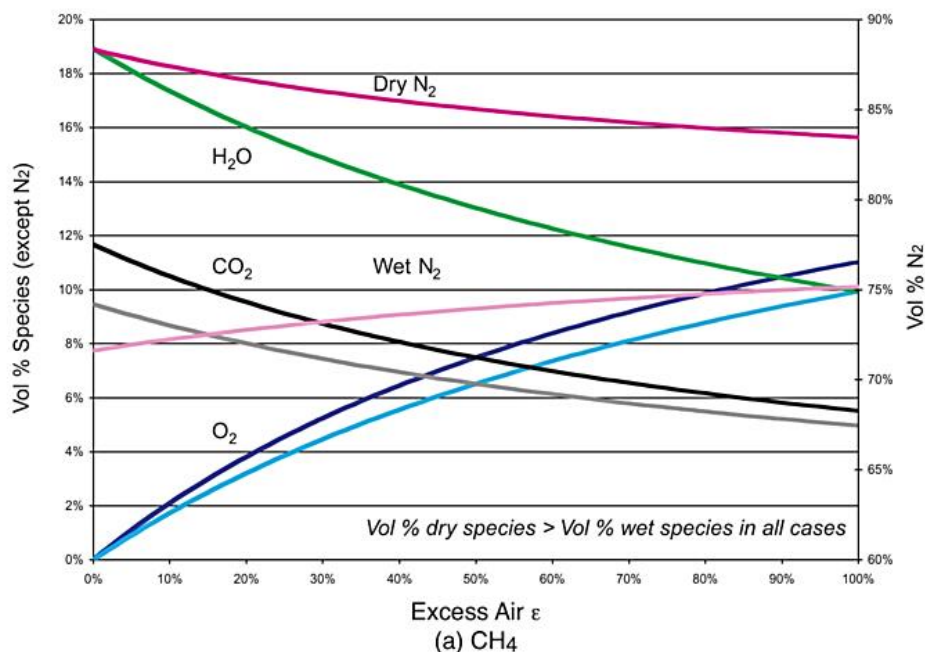


Figura 14 - Frações volúnicas dos produtos da reacção de combustão realizada com excesso de ar [10]

A temperatura registada nos fumos de uma fornalha representa também um indicador de eficiência, relativamente á transferência de calor que se obtém através da queima de combustíveis, podendo ser relacionada com o excesso de ar e com a fracção de oxigénio presente nos fumos, como mostra a tabela 3. Os valores apresentados, assumem 2% de perdas por radiação e a queima de gás natural.

Tabela 3 - Eficiência Térmica de uma fornalha (%) [9]

Excesso de Ar (%)	% vol O ₂	Temperatura de Fumos (°C)										
		282	332	382	432	482	532	582	682	782	882	982
15	3.00	91.8	90.4	89.1	87.8	86.42	85.1	83.6	80.6	78.1	75.3	72.4
20	3.82	91.5	90.2	88.8	87.4	85.98	84.6	83.2	80.3	77.4	74.4	71.4
25	4.56	91.3	89.9	88.4	87	85.55	84.1	82.62	79.6	76.6	73.6	70.4
30	5.24	91.1	89.6	88.1	86.6	85.11	83.6	82.1	79	75.9	72.7	69.5
40	6.46	90.6	89	87.4	85.8	84.2	82.6	81	77.7	74.4	71	67.6
50	7.49	90.1	88.4	86.8	85.1	83.4	81.6	79.7	76.4	72.3	69.3	65.6

Pode verificar-se que a baixas temperaturas de fumos, diminui consideravelmente o benefício de operar com baixos valores de excesso de ar. Pelo que se recomenda em primeiro lugar a garantia de uma combustão completa, evitando perdas de energia através da formação de compostos indesejados. Como controlo secundário, recomenda-se a redução do excesso de ar de forma a evitar o desnecessário aquecimento de ar, levando a um maior consumo de combustível [9].

3.3.2 Pré-aquecimento de ar

Através do pré-aquecimento do ar forçado para a queima numa fornalha obtém-se uma melhoria significativa na sua eficiência térmica. Esta melhoria pode atingir valores de 7 a 10%, com o esquema típico de instalação representado na figura 15 [9].

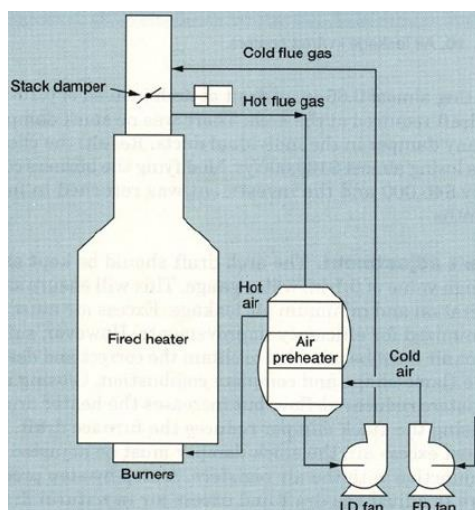


Figura 15 - Esquema de Pré-aquecimento do ar de combustão [9]

Este esquema representa o sistema de *balanced draft*, devido à utilização de um ventilador para forçar a entrada do ar frio e um exaustor para forçar a saída dos fumos. Juntamente com o facto de estar a ser libertada entalpia, devido à reacção de combustão, esta sistema resulta numa depressão térmica no interior da fornalha.

No entanto, existe uma problemática associada a este sistema, caracterizada pela condensação de óxidos de enxofre resultantes da combustão. Esta condensação surge quando se verifica um excessivo desempenho por parte do pré-aquecedor de ar, resultando num decréscimo significativo da temperatura dos fumos à saída do pré-aquecedor de ar. Os óxidos de enxofre resultantes juntamente com a água atingem o ponto de orvalho, formando ácidos corrosivos responsáveis pela degradação do lado frio do pré-aquecedor e de toda a tubagem a jusante. A temperatura de saída dos fumos deve ser controlada pelo ajuste do caudal de ar do *by-pass* em torno do pré-aquecedor de ar [9,11].

3.3.3 Queimadores

Os equipamentos responsáveis pelo início e manutenção da combustão numa fornalha, são os seus queimadores. Estes queimadores introduzem combustível e ar nas proporções corretas, de forma a ser obtida a melhor mistura possível entre os reagentes da reacção. São ainda responsáveis por fornecer a fonte de ignição e pela estabilização da chama resultante.

Os registos de ar existentes e as pontas de saída de combustível controlam a pressão de ar e de combustível injectadas pelos queimadores. A pressão do combustível no estado gasoso e a depressão de ar criada, fornecem a energia necessária para que ocorra a mistura entre os dois. A placa dos queimadores fornece uma superfície quente, capaz de sustentar e estabilizar a ignição da queima, bem como o formato de chama desejado.

Os diferentes tipos de queimadores existentes são classificados pelo tipo de combustível, pelo sistema de ar usado e pelas emissões de óxidos de azoto [9].

Na década de 1980 a maioria dos requisitos de flexibilidade operacional e de transferência de calor da indústria tinham sido encontrados. Apesar do desenvolvimento de novos tipos de queimadores ter abrandado, um novo desafio surgiu - reduzir as emissões de NO_x , devido a restrições e políticas ambientais.

Tarefa que se revelou complexa, pois muitas das características de design dos queimadores que se traduziam em elevadas capacidades de libertação de calor, alta eficiência e baixas emissões de monóxido de carbono e hidrocarbonetos, também contribuíam para elevados níveis de NO_x .

Por esta altura o pré-aquecimento do ar de combustão tinha-se tornado numa medida popular para reduzir o consumo de energia em aplicações de alta temperatura, no entanto promovia elevadas temperaturas de chama. Sendo este, um dos principais contribuintes para altos níveis de NO_x . A resposta a este problema passaria pela diminuição dos níveis de NO_x , sem sacrificar todos os benefícios que tinham sido adquiridos ao longo dos anos.

A maioria dos óxidos de azoto formam-se na fracção de segundo em que a temperatura da chama atinge o intervalo entre 1538 e 1760 °C. Se a temperatura da chama não ultrapassar os 1538 °C, ou se o intervalo de tempo em que esta temperatura se situar acima deste valor puder ser minimizado, os níveis de NO_x formados serão significativamente menores. Esta conclusão levou a diferentes abordagens:

- Retardar a velocidade de combustão, permitindo que a perda de calor radiante da chama liberte algum do calor do combustível em combustão, diminuindo assim a temperatura. Os queimadores onde a injeção de ar e de combustível é feita por estágios, operam

segundo este princípio. Neste sistema de alimentação por estágios, apenas parte do ar de combustão entra em contacto com o combustível, criando uma temperatura de chama baixa, e uma mistura rica em combustível. A esta chama, é assim permitido que liberte uma parte da sua energia antes do equilíbrio com o ar de combustão ser atingido, até ao fim da reacção de combustão. Por outro lado a injeção de combustível é também feita em estágios, pelo que o fluxo de combustível é dividido, de modo a que o queimador opere com excesso de ar nos estágios iniciais. O resto do combustível é adicionado à chama a jusante, após já ter libertado algum do seu calor para o processo.

- Injectar um tipo de estabilizador térmico na chama antes que esta atinja sua temperatura máxima. A injeção de vapor e água podem servir como estabilizadores, no entanto os gases de combustão arrefecidos tem sido o sistema mais utilizado. Esta técnica é conhecida como recirculação do gás de combustão.
- Diminuir o teor de oxigénio do ar de combustão, com o objectivo de reduzir a temperatura da chama. Denominada “*air vitiation*”, esta tecnologia envolve normalmente a mistura de gases de combustão com o ar de combustão. Esta diminuição resulta tipicamente numa diluição de 18% a 19% dos níveis de oxigénio.

Os queimadores de pré-mistura pobre em oxigénio operam perto de seu limite de estabilidade, criando chamas relativamente frias com baixos níveis de NO_x. Em aplicações de baixas temperaturas como pequenas fornalhas, as baixas temperaturas de chama não resultam em impedimentos na transferência de calor ou na eficiência térmica dos mesmos [10,12].

3.4 Fenómeno de *fouling* em permutadores de calor

As incrustações em superfícies de equipamentos de processo assumem um impacto negativo significativo sobre a eficiência energética de uma unidade processual. Na maioria das indústrias o fenómeno de *fouling* acarreta grandes perdas de eficiência, resultando no aumento do custo energético. Os custos totais relacionados com este fenómeno para os principais países industrializados são estimados em mais de 4,4 biliões\$. Segundo uma estimativa, as perdas devido a incrustações presentes em permutadores de calor nestes países atinge cerca de 0,25% a 30% do seu PIB. De acordo com Pritchard e Thackery (Harwell Laboratories), cerca de 15% dos custos de manutenção de uma fábrica podem ser atribuídos a permutadores de calor e caldeiras, e destes 15%, metade é provavelmente causado pelo fenómeno de depósito e incrustações de sais e outros compostos no interior destes equipamentos [13].

Os custos associados ao *fouling* em permutadores de calor incluem perdas operacionais devido à deterioração da eficiência e perdas de produção durante as paragens necessárias para a sua limpeza. Incluem ainda custos de manutenção resultantes da remoção destes depósitos com produtos químicos, dispositivos anti incrustantes, ou a substituição de material corroído. Tipicamente, os custos de limpeza variam entre 40.000\$ e 50.000\$ por permutador de calor [13].

O *fouling* existente em permutadores de calor assume-se como um velho e conhecido problema na indústria. Na verdade, a colmatção nestes equipamentos foi identificada e ainda hoje é estudada, tendo existido investigação nesta área desde 1910, com a primeira aplicação prática desta pesquisa implementada em 1920 [13].

O progresso tecnológico relativo a técnicas de prevenção, mitigação e remoção de incrustações industriais foi investigado num estudo realizado pelo *Battelle Pacific Northwest Laboratories* para o departamento de energia dos EUA, com duzentas e trinta e uma patentes relativas ao fenómeno de *fouling* analisadas. Devido a toda esta investigação, foi alcançado um grande avanço na concepção e fabrico de permutadores de calor. No entanto, este fenómeno permanece como um dos principais problemas a resolver no campo da eficiência térmica, persistindo a investigação para a sua prevenção ou mitigação [13].

3.4.1 *Fouling* presente em unidades de refinação

Os depósitos responsáveis pelo *fouling* surgem á medida que compostos com elevado peso molecular vão sendo formados nos sistemas de pré-aquecimento do crude alimentado às unidades processuais. Produtos derivados de corrosão e sais inorgânicos misturam-se com os compostos de elevado peso molecular, aumentando o seu volume, criando camadas cada vez mais expressivas de incrustações nos equipamentos.

A maior parte do calor gerado e transferido ao processo numa refinaria está presente na unidade de destilação de petróleo, onde este petróleo é pré-aquecido num trem de permuta, antes de ser aquecido até elevadas temperaturas numa fornalha, visível na figura 16.

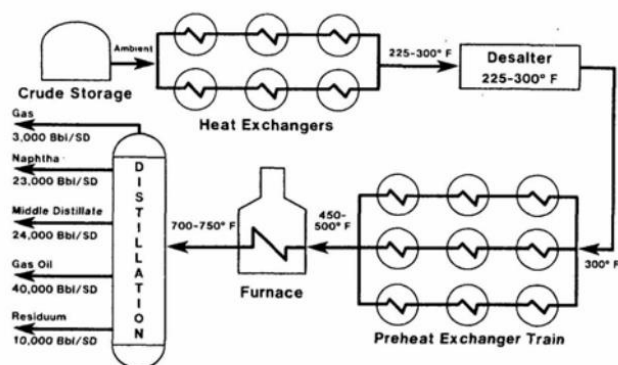


Figura 16 - Esquema de pré-aquecimento em trens de permuta [14]

A qualidade dos produtos resultantes de uma refinaria, depende de uma operação estável da unidade de destilação com temperaturas de saída consistentes com os caudais desejados. O desempenho do pré-aquecimento feito pelos permutadores de calor é vital para redução do consumo de combustível nas fornalhas, bem como para proporcionar um caudal uniforme de petróleo às fornalhas durante um ciclo inteiro.

Outro tipo de unidades processuais onde o fenómeno de *fouling* assume especial importância, são as unidades de hidrotratamento. Nestas unidades, a corrente de processo reage com hidrogénio na presença de catalisador, a elevadas pressões e temperaturas de forma a remover o enxofre e o azoto. Grande parte do fouling presente neste tipo de unidades, surge nos permutadores de carga, que cruzam a alimentação do reactor com o efluente desse mesmo reactor, como mostra a figura 17.

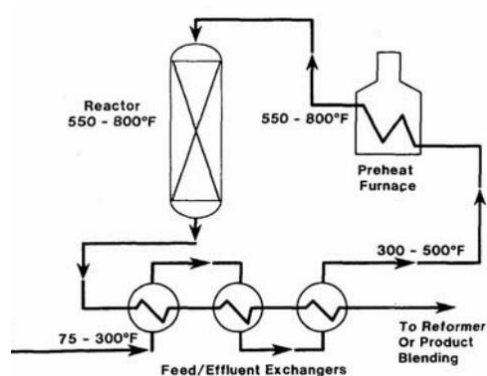


Figura 17 - Esquema de pré-aquecimento da corrente de alimentação, através do efluente do reactor [14]

O *fouling* presente nestes permutadores diminui a temperatura de saída atingida no trem de pré-aquecimento, resultando numa compensação por parte da fornalha, através da queima de mais combustível de modo a ser possível atingir a temperatura de saída desejada na fornalha.

Por ultimo, nas unidades de *reforming* é também usado o tipo de integração anterior, relativa aos trens de permuta, como se observa na figura 18.

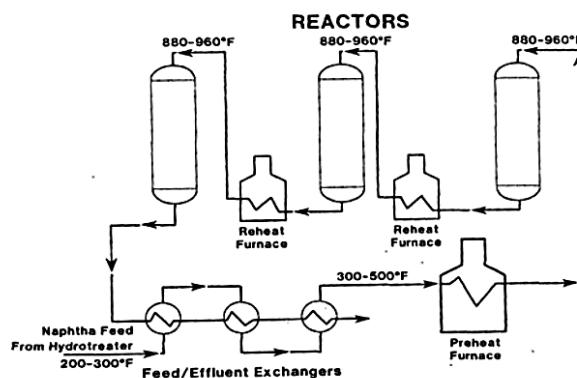


Figura 18 - Esquema de permuta entre a corrente de alimentação e o efluente reaccional [14]

A unidade de *reforming* traduz um processo catalítico com o objectivo de aumentar o índice de octano da gasolina, pelo que a desidrogenação feita nesta unidade converte os naftenos em compostos aromáticos.

O *fouling* presente nos trens de permuta de calor, no tipo de integrações energéticas feitas nestas unidades, assume um papel de extrema importância na redução do coeficiente de transferência de calor em 25-30% em três meses de operação, passado para 50% ao fim de seis. Este fenómeno assume grande relevância para os custos operacionais de um refinaria, bem como de limpeza e manutenção dos equipamentos. Sendo esta despesa estimada em 1.4 biliões \$ por ano apenas para as maiores refinarias presentes nos EUA [14].

4

Aplicação da metodologia DMAIC

Através da metodologia DMAIC efectuaram-se os seguintes passos:

- Definição do Estudo
- Medição de Variáveis
- Análise de Relações Causa-Efeito
- Implementação de medidas de minimização de consumos significativos
- Plano de Controlo

Pelo sistema de controlo *DCS* (interface representada pela figura 19-A) implementado na refinaria, foi possível adquirir a informação de medidores de caudal e indicadores de temperatura em linha, bem como o histórico registado. Esta informação é depois disponibilizada pela ferramenta *ASPEN Process Explorer* (interface representada pela figura 19-B), através de identificativos (*TAGS*).

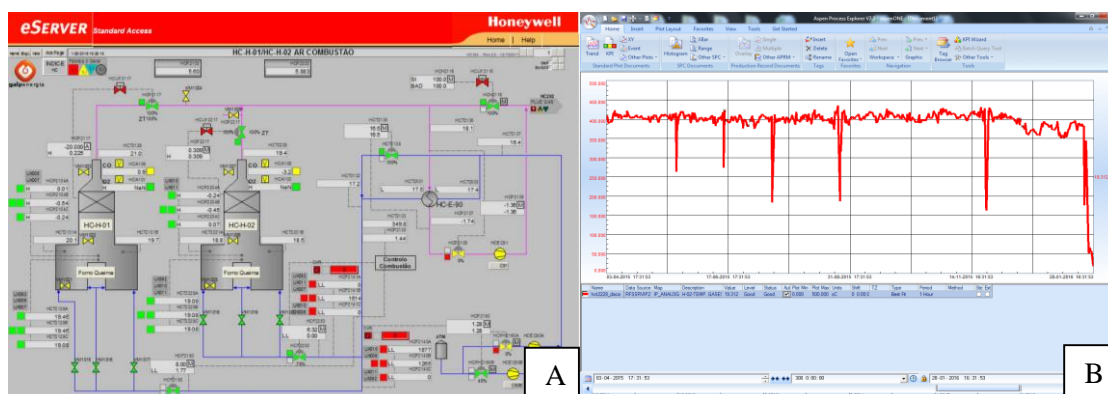


Figura 19 - (A) Interface DCS, (B) Interface ASPEN Process Explorer

4.1 Definição do Estudo

Neste capítulo é definida a incidência do estudo, sobre que unidade processual e sobre quais os equipamentos que maior impacto têm no consumo energético.

4.1.1 Análise de Pareto

Com vista á definição do âmbito deste trabalho, inserido na fábrica III, mais concretamente na unidade de *hydrocracking*, foi realizada uma análise de Pareto [15]. Análise esta, com o objectivo de identificar os maiores consumidores de energia desta unidade e assim direccionar o estudo para aqueles que representassem tanto maiores consumos, como oportunidades de melhoria a implementar.

Tendo por base os valores de consumo energético de design, foi possível identificar três tipos de consumos energético: energia eléctrica, vapor e fuel gás. Foram agregados todos os valores dos maiores consumidores de energia sob as três formas referidas e feita a análise de Pareto, como se pode observar nas figuras 20, 21e 22.

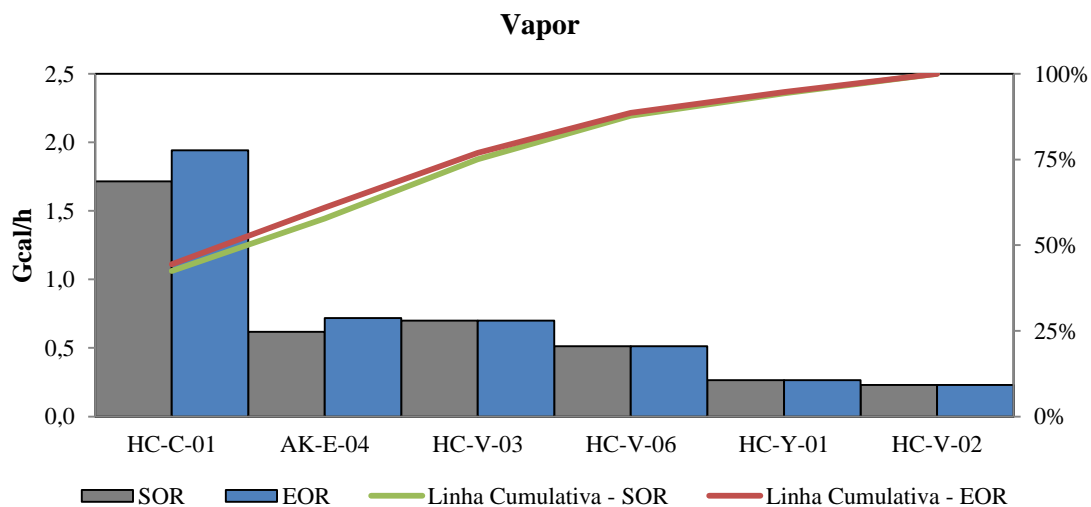


Figura 20 – Análise de Pareto aos consumidores de vapor, valores fornecidos pelo licenciador da unidade

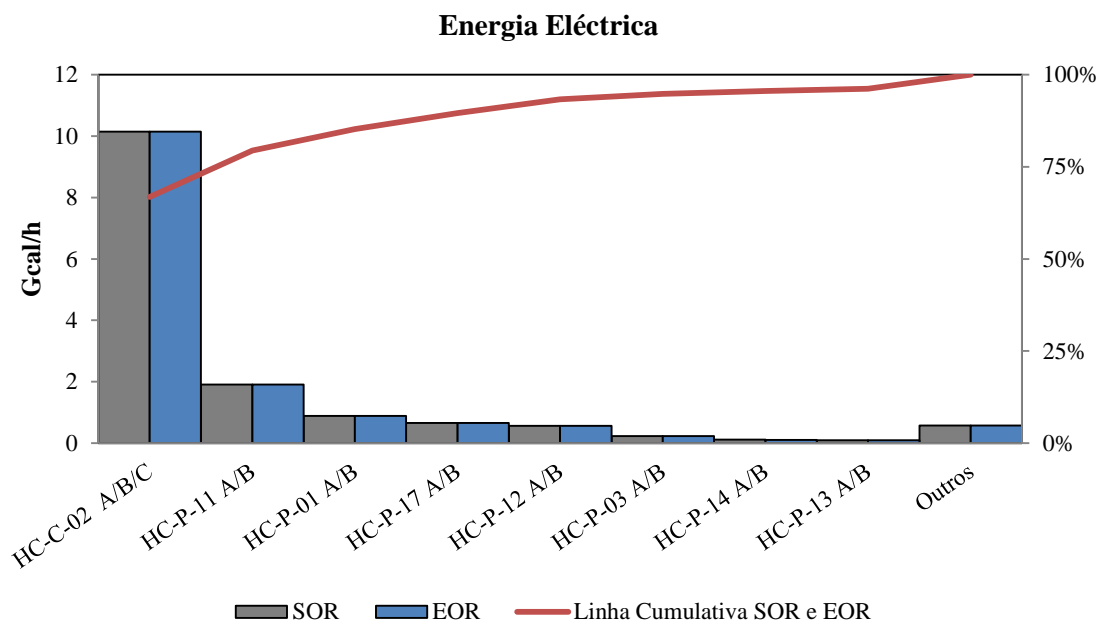


Figura 21 – Análise de Pareto aos consumidores de energia eléctrica, valores fornecidos pelo licenciador da unidade

No caso dos consumidores de energia eléctrica, os equipamentos seleccionados como maiores consumidores, representam 96% do total dos consumidores de energia sob esta forma.

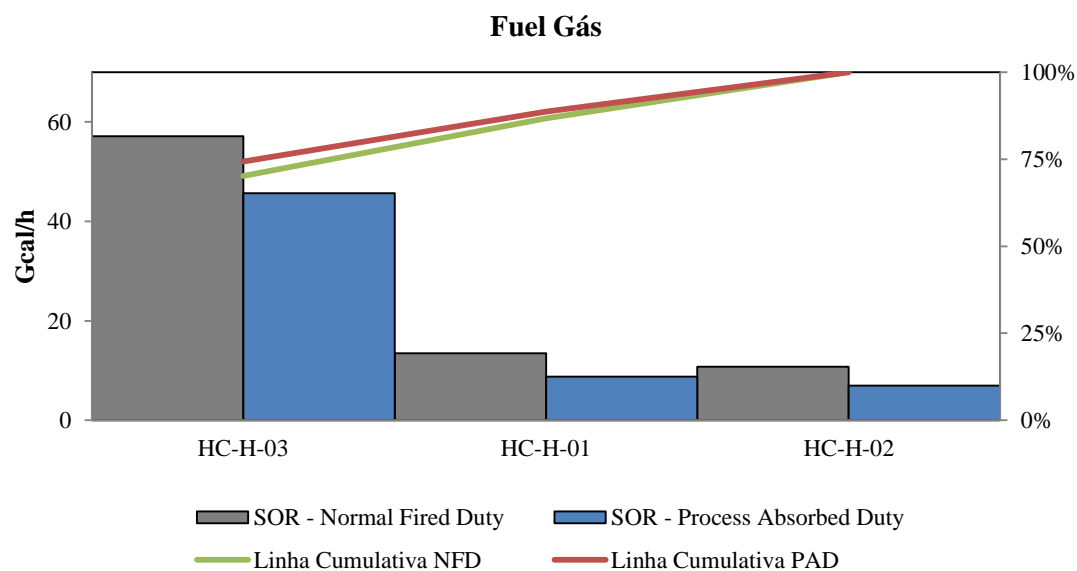


Figura 22 – Análise de Pareto aos consumidores de fuel gás, valores fornecidos pelo licenciador da unidade

Com a representação dos consumidores de energia sob as três formas distintas na mesma base energética (Gcal/h), é então possível comparar e por fim identificar quais os maiores

equipamentos e mais significativos no que toca a consumos energéticos. Esta conclusão pode ser retirada através da figura 23.

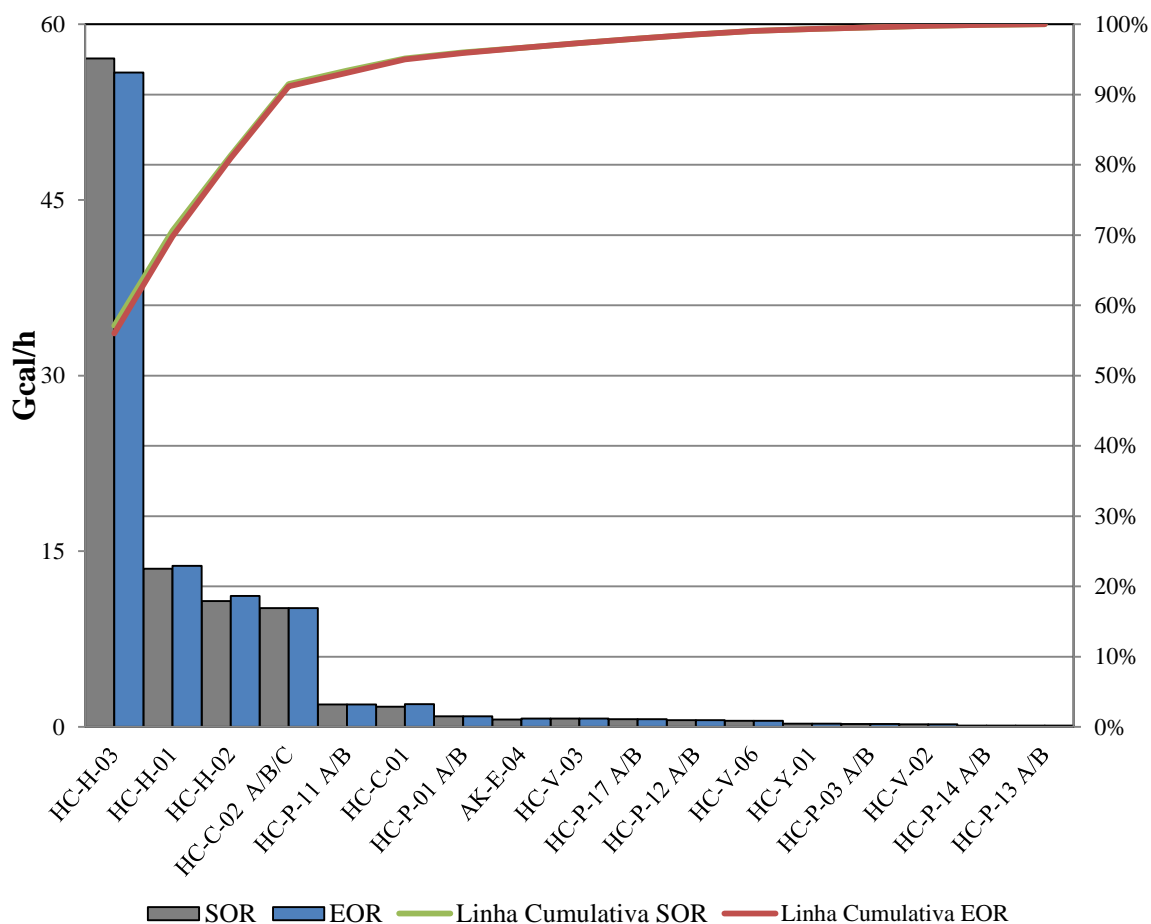


Figura 23 - Análise de Pareto global dos maiores consumidores de energia da unidade de hidrocracking

Através desta análise é visível que mais de 90% do consumo energético em toda a unidade, provém de quatro equipamentos. Sendo estes:

- HC-H-01 Fornalha 1º Estágio
- HC-H-02 Fornalha 2º Estágio
- HC-H-03 Fornalha Fraccionadora
- HC-C-02 A/B/C Compressor de *Make-up* de Hidrogénio

Assim, estes equipamentos apresentam-se como de maior interesse para o estudo, quer pelos consumos que se distanciam dos demais equipamentos, quer pelas oportunidades de melhoria.

Os compressores de *make-up* de hidrogénio (HC-C-02 A/B/C), responsáveis pela reposição de hidrogénio consumido nas reacções do HC, foram projectados para operar entre três taxas de compressão fixas (50%, 75%, 100%). Este ajuste descontínuo de capacidade resulta num desperdício energético pois é comprimido mais hidrogénio do que é necessário alimentar ao processo.

O mecanismo de defesa em funcionamento, traduz-se no retorno do excesso de caudal de hidrogénio para a entrada do compressor (*Spillback*). No entanto, esta perda de eficiência energética resulta da utilização do compressor e não da perda de eficiência do seu motor eléctrico. Assim, de forma a combater o excesso de energia eléctrica consumida, está em curso a instalação de um sistema de modulação de carga nas válvulas de admissão, que apenas introduzirá o volume necessário de hidrogénio para compressão. Não ocorrendo então o retorno de hidrogénio á entrada do compressor, deixando de existir esta ineficiência na sua utilização.

Por esta razão, apenas se desenvolveu o estudo aos três maiores consumidores de energia da unidade de *hydrocracking*, as três fornalhas anteriormente referidas.

4.1.2 Consumo Específico de Combustível

Restringindo este estudo ao consumo energético das três fornalhas da unidade de *hydrocracking*, importa perceber como tem variado o consumo de combustível nas fornalhas, contabilizando o efeito de carga que é processada pela unidade, representados na figura 24.

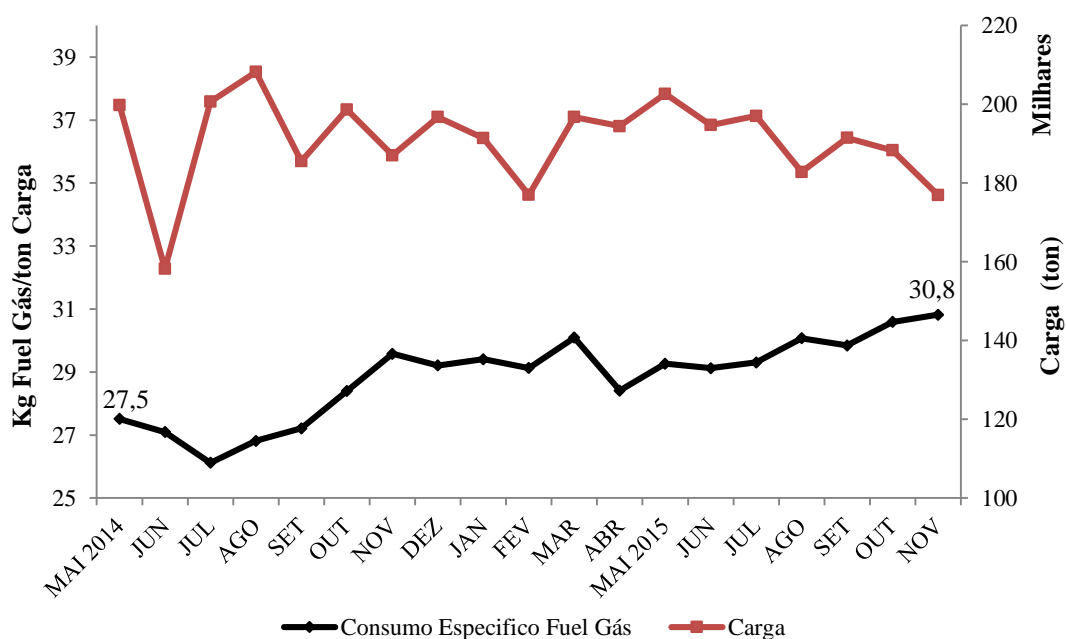


Figura 24 - Registo mensal do consumo específico de fuel gás e de carga alimentada á unidade. Valores cedidos pela Refinaria de Sines - Fábrica III

Pelo que se observa da figura 24, apesar da carga da unidade ser bastante variável, desde Maio de 2015 que tem vindo a decrescer, no entanto o consumo específico tem vindo a aumentar. Querendo estas variações indicar a existência de anomalias capazes de gerar este cenário.

4.1.3 Diagrama Causa-Efeito

De forma a responder á questão anterior, sobre que anomalias poderão aumentar o consumo específico de combustível nas fornalhas, é necessário estabelecer uma variável e indicador que se relacione com outras variáveis explicativas. O indicador pelo qual se pode medir o aumento do consumo de combustível alimentado às fornalhas, é o calor gerado na queima, *duty*.

Pelo que se pode identificar e representar quais as possíveis causas da variabilidade e do aumento do consumo específico de combustível para queima nas fornalhas. Esta variabilidade e aumento ao longo do tempo, pode traduzir-se no aumento do *duty*, calor gerado pela queima.

Na figura 25 são enunciadas as relações causa-efeito que contribuem para o aumento do *duty* das fornalhas em estudo.

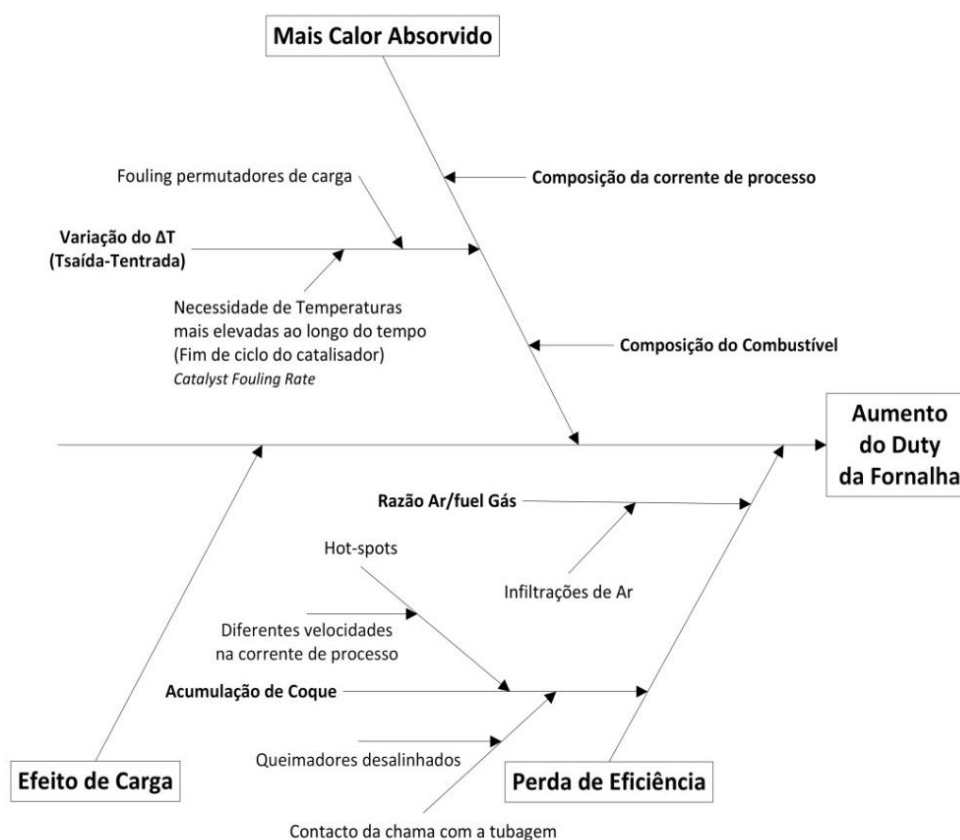


Figura 25 - Diagrama Causa-Efeito do aumento do duty nas fornalhas da unidade

O diagrama causa-efeito pode ser enquadrado pela equação 1, que permite calcular a eficiência térmica de uma fornalha. Tendo em conta o calor libertado pela queima do combustível e calor absorvido pela corrente de processo.

Equação 1 [8]

$$\varepsilon_{\text{eficiência}} = \frac{Q_{\text{absorvido}}}{Q_{\text{libertado}}} \quad (=) \quad Q_{\text{libertado}}(\text{Duty}) = \frac{Q_{\text{absorvido}}}{\varepsilon_{\text{eficiência}}}$$

Tendo em conta esta equação, o *duty* da fornalha poderá aumentar pelo aumento do calor absorvido pela corrente de processo ou por perda de eficiência da própria fornalha. Dentro de cada uma destas hipóteses, existem sub-causas responsáveis pelas respectivas variações. Importa acrescentar o efeito de carga às possíveis causas do aumento do *duty*, pois quanto mais carga for alimentada á unidade, necessariamente maior será a quantidade de combustível queimado (efeito quantidade).

Para o estudo efectuado, foram apenas medidas e analisadas parte das possíveis causas acima mencionadas no diagrama causa-efeito. Isto advém do facto de nem todas poderem ser medidas e verificadas por não serem passíveis de medir em linha, não podendo proporcionar dados em tempo real ou registo de histórico. As duas sub-causas sobre as quais não foi incidido o estudo, foram a composição da corrente de processo e a acumulação de coque nas serpentinas.

Para o caso do fenómeno de acumulação de coque nas serpentinas das fornalhas, todos os ajustes são feitos e revistos por intervenções de manutenção periódica, de forma a evitar a ocorrência este evento. Pode medir-se esta variável através das temperaturas de peles, registadas por termopares existentes no exterior das serpentinas, que com o acumular de coque no interior das serpentinas, vão aumentando, devido ao impedimento de transferência de calor.

Foi no entanto feita uma medição indirecta, capaz de revelar a existência de coque nas serpentinas, esta medida recai sobre a temperatura de fumos. No capítulo 4.3, será abordada esta medição indirecta, através da variável referida.

Pelo que o estudo incidiu sobre as restantes sub-causas mencionadas no diagrama causa-efeito.

4.2 Medição de Variáveis

Com a fase de definição concluída, e definidas as causas a estudar de forma a perceber o que tem contribuído para o aumento do *duty* desde o início do segundo ciclo do *hydrocracker*, foi

necessário estabelecer métricas para avaliar e validar as causas responsáveis por este aumento de calor libertado.

4.2.1 Cálculo do *duty* com compensação do caudal de combustível

De modo a garantir a correcta medição e posterior análise dos valores de *duty* calculados pelo lado do combustível, foi necessário compensar os valores de caudal de combustível alimentado às fornalhas da unidade. Para o cálculo do *duty* de uma fornalha pelo lado do combustível é ainda necessário calcular o poder calorífico inferior do combustível, como mostra a equação 2.

Equação 2

$$Duty \left[\frac{Kcal}{h} \right] = PCI \left[\frac{Kcal}{Nm^3} \right] \times Caudal \text{ de Combustível} \left[\frac{Nm^3}{h} \right]$$

Para o cálculo do poder calorífico inferior do combustível queimado nas fornalhas, foi necessário recorrer a valores de poder calorífico inferior para cada composto constituinte da mistura de combustível, provenientes da Norma API 560 [8]. De forma a serem usados estes valores foi necessário, ajustá-los às condições de estado de referência usado na refinaria em que se insere o estudo. Este ajuste traduz os valores de poder calorífico inferior, para o estado de referência de 15°C e 1 atm e consiste na multiplicação do valor de origem pelo quociente entre 273.15 e 288.15 K.

Na tabela 4, são apresentados os valores de origem da norma API 560 e os valores ajustados ao estado de referência usado.

Tabela 4 - Valores de poder calorífico inferior dos compostos presentes no fuel gás

Composto	Valores Estado de Referência Norma API 560	Valores Estado de Referência Refinaria de Sines
	Kcal/Nm ³	Kcal/Nm ³
Metano	8087.97	7666.94
Etano	14451.19	13698.92
Etileno	13371.01	12674.96
Propano	20664.61	19588.89
Propileno	19468.05	18454.62
Butano	26869.64	25470.91
Butenos	25601.88	24269.14
Pentano	33056.07	31335.30
Hexano	39297.64	37251.95
Hidrogénio	2445.80	2318.48
Ácido Sulfídrico	5251.42	4978.05

O cálculo do poder calorífico teve por base a composição da mistura de combustível registada pelo analisador em linha, caso este estivesse validado. No caso de não estar validado, recorreu-se á composição proveniente de análises cromatográficas efectuadas em laboratório. Esta escolha é ditada pela TAG FFAV31_selector existente no DCS, que indica se o analisador em linha se encontra validado ou não validado.

Assim, pôde efectuar-se o cálculo do poder calorífico inferior da mistura de combustível, multiplicado o poder calorífico inferior de cada composto pela fracção correspondente na composição total da mistura de combustível. Na figura 26, é representada a variação do poder calorífico inferior da mistura de combustível queimado nas três fornalhas da unidade, no período estudado.

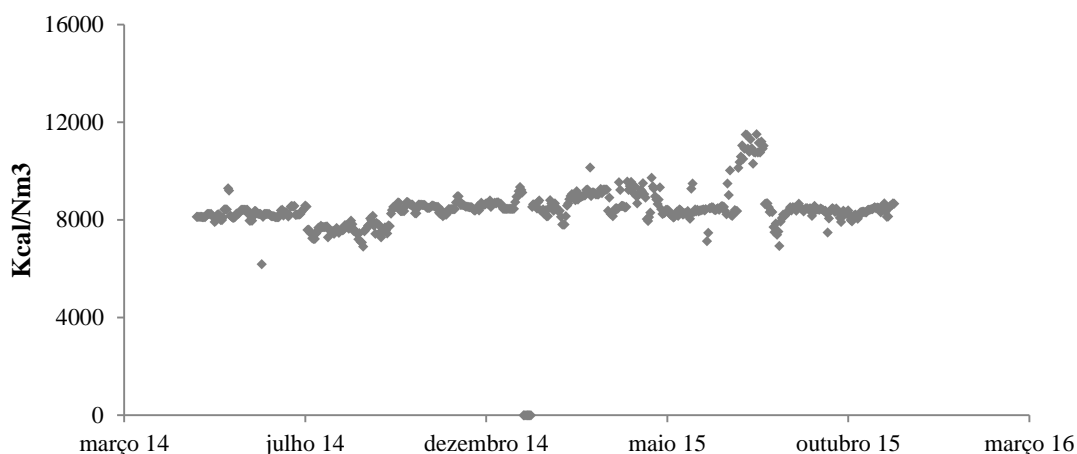


Figura 26 - Variação do poder calorífico inferior do fuel gás consumido nas fornalhas da unidade de hydrocracking

No caso da compensação do caudal de combustível, esta recai sobre os valores de pressão e temperatura afectos á medição, através da equação 3 usada para a compensação de caudais de gases pela Refinaria de Sines.

Equação 3 [16]

$$V_{compensado} = V_{DCS} \times \sqrt{\frac{MM_{design} \times T_{design}}{P_{design}}} \times \sqrt{\frac{P_{actual} + P_{abs}}{MM_{actual} \times (T_{actual} + T_{abs})}}$$

com,

$V_{compensado}$	caudal volumétrico real	Nm ³ /h	Valor real obtido
V_{DCS}	caudal volumétrico DCS	Nm ³ /h	TAGS DCS
MM_{design}	massa molecular de design	g/mol	16.7
T_{design}	temperatura de design	K	313.15
P_{design}	pressão de design	barg	4.4133
P_{actual}	pressão DCS	barg	TAGS DCS
P_{abs}	pressão absoluta	barg	1.0133
MM_{actual}	massa molecular DCS	g/mol	Nota 1
T_{actual}	temperatura DCS	°C	TAGS DCS
T_{abs}	temperatura absoluta	K	273.15

Nota 1: Média diária da corrente, com base na composição dada pelo analisador em linha (caso esteja validado) ou nas análises cromatográficas de laboratório. Valores de Massa Molecular utilizados para cada composto, de acordo com a tabela 13, disponível no Anexo I.

A parcela da equação 3 que contém os valores de design, corresponde ao factor de correcção de caudal. Pelo que os valores utilizados para os termos de design, são valores de trabalho do orifício presente nos caudalímetros e para os quais o factor de correcção é igual a um.

Concluído o cálculo pela equação 3 para o período estabelecido, a figura 27 representa a variação do *duty* agregado das três fornalhas da unidade de *hydrocracking* através da compensação do caudal de combustível.

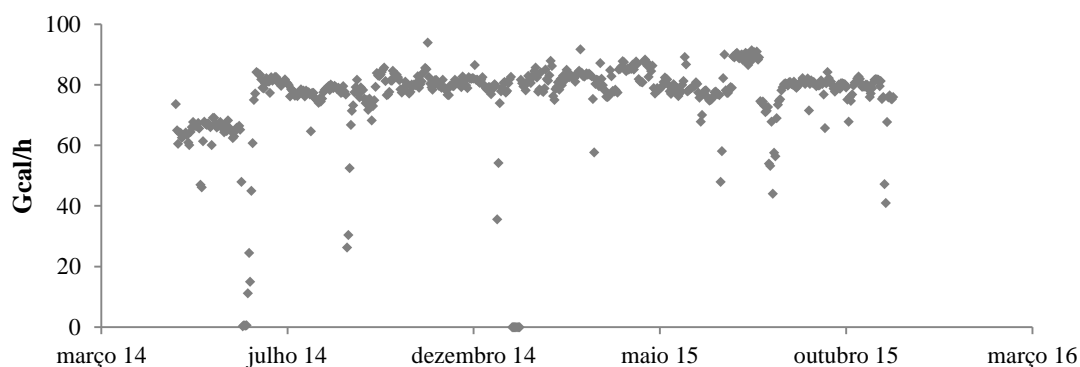


Figura 27 - Variação do somatório de calor libertado para as três fornalhas da unidade calculado com valores de caudal de fuel gás compensado

4.2.2 Normalização CH_n da molécula de combustível

Através do analisador em linha existente ou das análises cromatográficas de laboratório é possível saber a composição do combustível alimentado às fornalhas. Os valores usados para efeitos de cálculos foram os registados pelo analisador em linha, caso este estivesse validado. Caso não estivesse validado, utilizar-se-iam os valores provenientes das análises de laboratório.

De forma a perceber se a composição do combustível queimado poderia influenciar o aumento do *duty*, visto este ser influenciado pelo poder calorífico inferior do combustível, representou-se a variação da normalização CH_n da molécula média de combustível queimado nas fornalhas, figura 28. Para esta normalização efectuou-se o quociente entre o número total de átomos de hidrogénio e o número total de átomos de carbono, presentes nas composições da mistura de combustível.

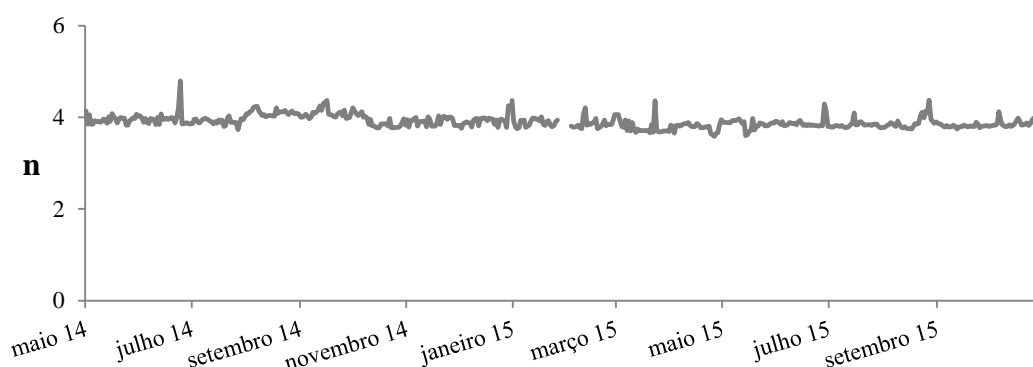


Figura 28 - Variação da normalização CH_n da mistura de combustível consumido nas fornalhas

Pode observar-se que a composição média do combustível pouco variou, registando sempre valores em torno da molécula CH₄. A normalização obtida vai ao encontro do que foi concluído no capítulo 4.2.2 através da variação do PCI da mistura de combustível.

Assim, concluiu-se que a composição do combustível queimado não justificava o aumento do *duty*.

4.2.3 Fouling em permutadores de carga

A monitorização do *fouling* nos permutadores de carga assume uma elevada importância, pois estes são responsáveis pelo pré-aquecimento das correntes de processo que passam pelas

fornalhas. Caso os permutadores comecem a apresentar incrustações, o valor do coeficiente global de transferência de calor diminui.

Esta ocorrência indica a necessidade de limpeza do permutador, de forma a maximizar o seu desempenho e evitar um maior consumo de fuel gás na fornalha. A tabela 5 agrega os conjuntos de integração energética feita com as fornalhas da unidade de *hydrocracking*.

Tabela 5 - Conjunto da integração entre fornalhas e permutador de carga

Conjunto	Fornalha	Permutador
	HC-H-01	HC-E-21 A\B
	HC-H-02	HC-E-22
	HC-H-03	HC-E-23
		HC-E-24
		HC-E-46

Tendo acesso às variáveis de processo necessárias, foi calculado o coeficiente global de transferência de calor (U), de modo a ser possível avaliar as incrustações presentes nos permutadores de calor, fenómeno denominado de *fouling*. Para esta avaliação foi realizado o cálculo representado na equação 4, considerando o factor de correção igual a 1, para contracorrente perfeita.

Equação 4

$$Q = UA\Delta T_{ml} \times F = mCp\Delta T \quad (=) \quad UA = \frac{Q}{\Delta T_{ml} \times F} = \frac{mCp\Delta T}{\Delta T_{ml} \times F} \quad (=) \quad U = \frac{mCp\Delta T}{A\Delta T_{ml} \times F}$$

com,

<i>m</i>	Caudal	Kg/h
<i>Q</i>	Calor Trocado	Kcal/h
<i>Cp</i>	Calor Específico	Kcal/Kg.°C
ΔT	Diferença de Temperatura	°C
<i>A</i>	Área da Superfície de Contacto	m ²
<i>U</i>	Coefficiente Global de Transferência de Calor	Kcal/h. m ² .°C
ΔT_{ml}	Diferença de Temperatura Média Logarítmica	°C
<i>F</i>	Factor de Correlação	Adimensional

Foi necessário escolher em que parte do equipamento se realizaria o cálculo, se do lado do feixe tubular ou se do lado da corpo do permutador. O critério para esta escolha recaiu sobre os medidores de caudal existentes, pelos quais se pudesse obter registo de histórico.

Escolhido o lado sobre o qual se realizaria o cálculo, identificou-se qual a corrente que comporta o fluído quente e necessita de ser arrefecida e qual a corrente fria que necessita ser aquecida. O valor de ΔT_{ml} é calculado segundo a equação 5.

Equação 5

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{h,i} - T_{c,o}) - (T_{h,o} - T_{c,i})}{\ln \left(\frac{T_{h,i} - T_{c,o}}{T_{h,o} - T_{c,i}} \right)}$$

com,

$T_{h,i}$: Temperatura entrada corrente quente
 $T_{h,o}$: Temperatura saída corrente quente
 $T_{c,i}$: Temperatura entrada corrente fria
 $T_{c,o}$: Temperatura de saída corrente fria

A tabela 6 representa a curva de entalpia da corrente de processo do permutador HC-E-21 A\B, do lado escolhido do equipamento de forma a realizar o cálculo. Esta informação foi fornecida pelo licenciador e através da qual foi possível retirar um valor de calor específico da corrente. As demais curvas de entalpia dos restantes permutadores encontram-se disponíveis no Anexo II.

Tabela 6 - Curva de entalpia da corrente que circula no feixe tubular do permutador HC-E-21 A\B. Valores cedidos pelo licenciador

Temperatura °C	Pressão bar g	Entalpias		
		Vapor 10 ³ Kcal/h	Líquido 10 ³ Kcal/h	Total 10 ³ Kcal/h
167.2	177.26	13763	19902	0
189.2	177.15	15587	23233	-5155
211.3	177.03	17440	26666	-10442
233.3	176.92	19351	30180	-15867
255.4	176.81	21364	33740	-21440
277.4	176.69	23538	37295	-27169
299.4	176.58	25943	40783	-33062
321.5	176.46	28650	44133	-39119
343.5	176.35	31716	47285	-45336
365.6	176.23	35168	50198	-51702

Para obter o valor de C_p foi necessário representar os valores resultantes da divisão entre entalpia total da corrente e o caudal correspondente dessa corrente em função da temperatura, como mostra a figura 29.

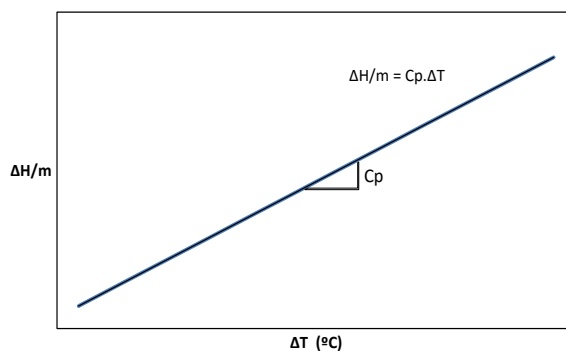


Figura 29 - Representação gráfica para a obtenção do valor de calor específico da corrente de processo

Os valores de C_p calculados resultam numa boa aproximação, pois contemplam as entalpias de líquido e de vapor, garantindo que a possível vaporização de alguns compostos é incluída. As áreas de superfície de contacto dos equipamentos são dados pelas folhas de especificação do construtor.

A tabela 7 resume todos os valores e informações necessárias para o cálculo do coeficiente global de transferência de calor. Foram usadas médias diárias para os valores retirados do DCS, entre Maio de 2014 e Novembro de 2015.

Tabela 7 - Resumo da informação necessária ao cálculo do coeficiente global de transferência de calor para cada permutador

Permutador	Lado	Corrente	Área (m ²)	C _p (Kcal/Kg.°C)	Caudal (Kg/h)	T _{c,i} (°C)	T _{c,o} (°C)	T _{h,i} (°C)	T _{h,o} (°C)
HC-E-21 A\B	Tubos	Fria	2190	0.847	HCF112 HCF503	HCT 124	HCT123	HCT411A1	HCT125
HC-E-22	Tubos	Fria	1155	0.929	HCF112 HCF544	HCT 172	HCT174	HCT214A	HCT173
HC-E-23	Corpo	Fria	159	0.876	HCF161	HCT 261	HCT262	HCT173	HCT391
HC-E-24	Corpo	Fria	598	0.770	HCF161	HCT 258	HCT261	HCT260	HCT259
HC-E-46	Corpo	Fria	598	0.733	HCF 161	HCT 262	HCT663	HCT660	HCT661

Por fim, foi representada a variação do coeficiente global de transferência de calor para cada um dos permutadores, como mostram as figuras 30, 31, 32, 33 e 34.

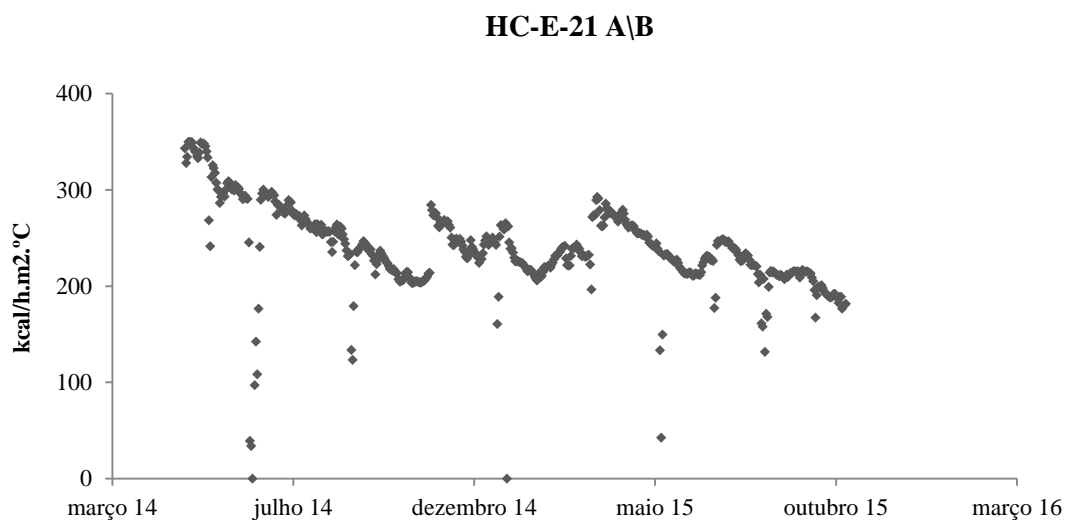


Figura 30- Variação do coeficiente global de transferência de calor do permutador HC-E-21 A\B

HC-E-22

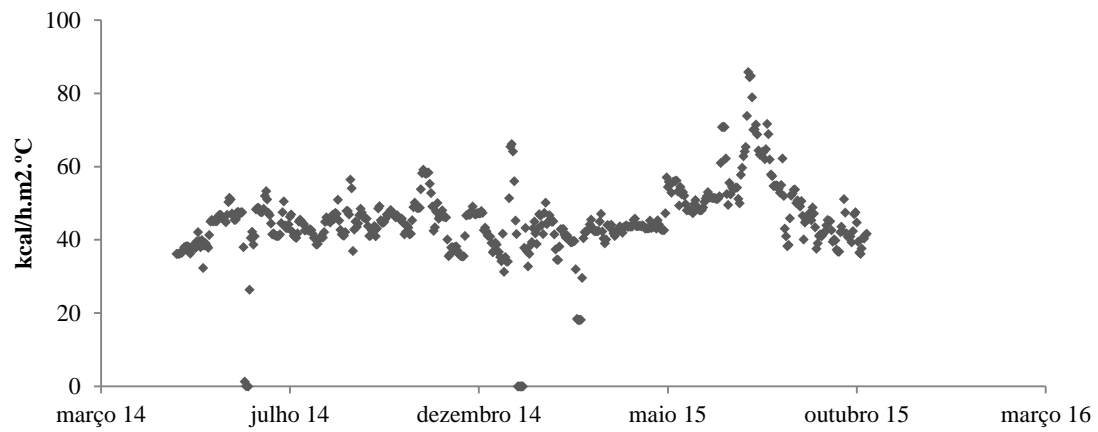


Figura 31 - Variação do coeficiente global de transferência de calor do permutador HC-E-22

HC-E-23

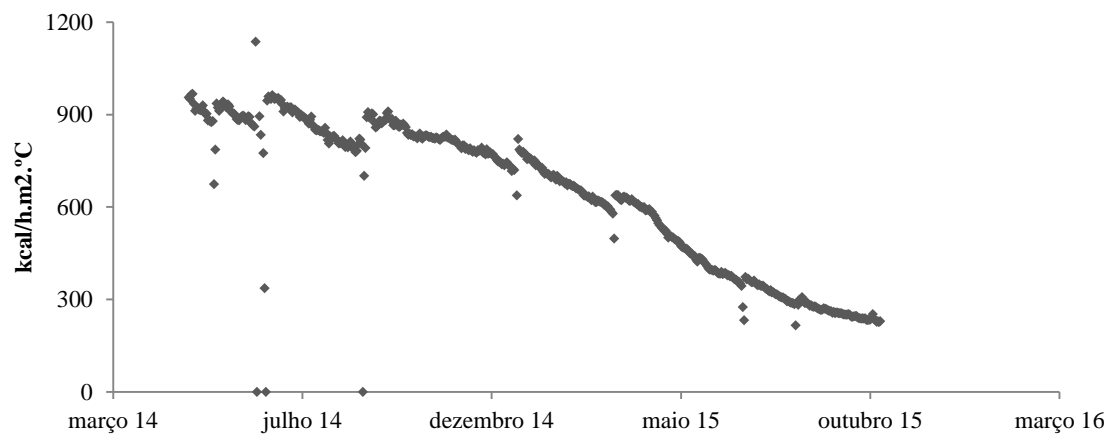


Figura 32 - Variação do coeficiente global de transferência de calor do permutador HC-E-23

HC-E-24

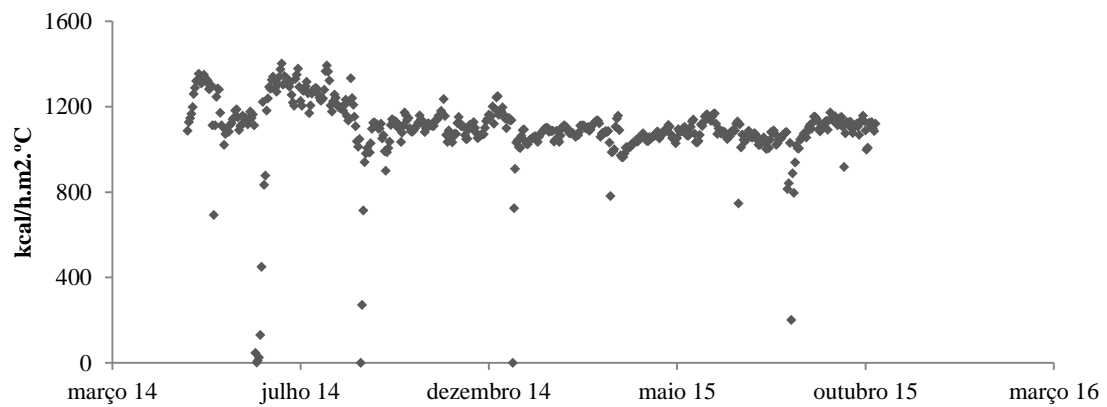


Figura 33 - Variação do coeficiente global de transferência de calor do permutador HC-E-24

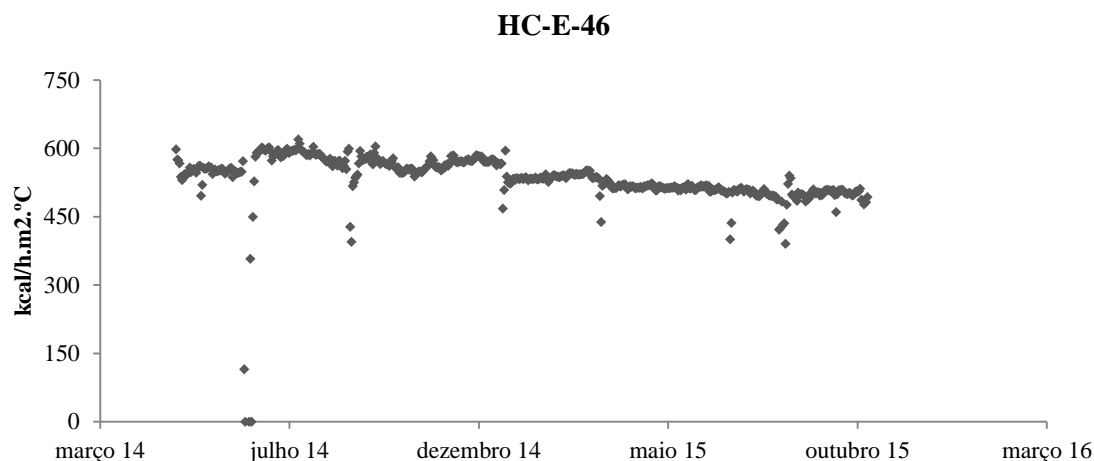


Figura 34 - Variação do coeficiente global de transferência de calor do permutador HC-E-46

Pela variação do coeficiente global de transferência de calor dos permutadores de carga das três fornalhas do HC, é notória a existência de *fouling* devido ao decréscimo do valor do coeficiente ao longo do período em estudo, excepto no permutador HC-E-22. As flutuações observadas com uma certa frequência na variação deste coeficiente global de transferência de calor, são ditadas por limpezas em linha, através da injeção de compostos químicos, na tentativa de reduzir este fenómeno de *fouling*.

4.2.4 Eficiência *Solomon Associates*

A consultora *Solomon Associates* definiu uma fórmula expedita para o cálculo da eficiência de uma fornalha industrial (equação 6). Inserindo apenas valores de perdas por radiação, fracção de oxigénio registada nos fumos, temperatura dos fumos e a temperatura ambiente é então possível calcular a eficiência térmica proporcionada por uma fornalha.

Equação 6

$$100 - \frac{\text{Perdas}}{\text{Radiação}} - \left(0.001244 + 0.0216 \times 0.98 \times \left(\frac{1 + \%O_2}{20.9 - \%O_2} \right) \right) \times (T_{\text{fumos}} - T_{\text{ambiente}}) \times \left(\frac{9}{5} \right)$$

Para este cálculo foram utilizados valores da fracção volúmica de oxigénio nos fumos, da temperatura dos fumos e da temperatura do ar pré-aquecido, registados no DCS. Os valores e TAGS usados encontram-se na tabela 9. Para as perdas de radiação considerou-se o valor 25, pois representa 2.5% do calor gerado na queima [8].

Tabela 8 - Valores e TAGS usadas no cálculo da eficiência térmica das fornalhas da unidade

Fornalha	Perdas Radiação	%vol O ₂	T _{Fumos} (°C)	T _{Ar pré-aquecido} (°C)
HC-H-01	25	HCA101	HCT2128	HCT2132
HC-H-02	25	HCA103	HCT2228	HCT2132
HC-H-03	25	HCA106	HCT2328	HCT2332

Através de médias diárias das variáveis acima mencionadas, foram obtidas as variações representadas na figura 35, para uma extensão de dados de 1 de Maio de 2014, início do segundo ciclo do *hydrocracker* até 1 Novembro de 2015.

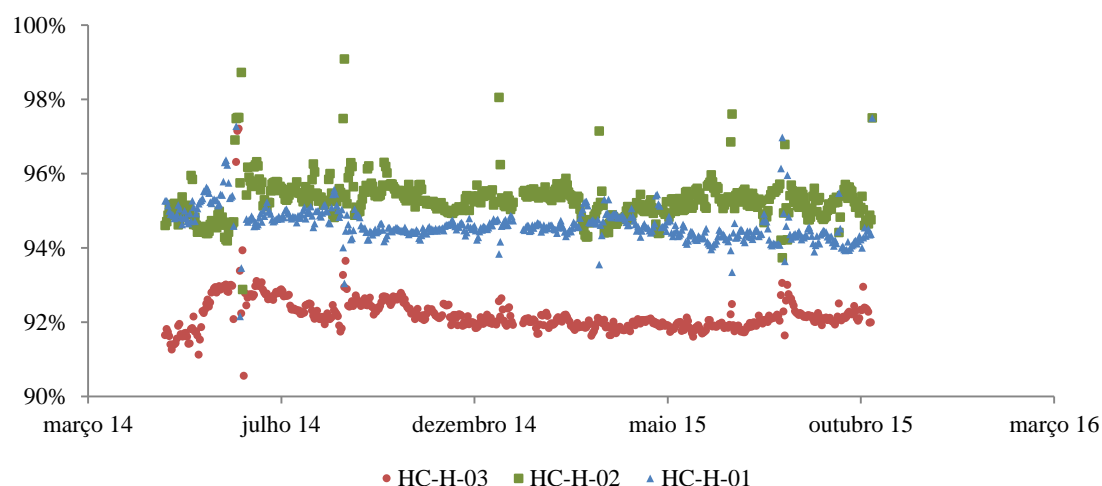


Figura 35 - Variação da eficiência térmica das fornalhas da unidade

Os resultados obtidos mostram que não existem variações significativas nas eficiências térmicas apresentadas pelas três fornalhas da unidade de *hydrocracking*. Pode afirmar-se que os equipamentos mantiveram a sua capacidade térmica e mecânica.

4.3 Análise de Relações Causa-Efeito

Nesta fase interessa perceber e quantificar como está a variar o *duty* das fornalhas. De forma a quantificar as variáveis que contribuem para o aumento do *duty* comparativamente ao início do

2º ciclo do *hydrocracker* . Foi então realizada uma representação gráfica sobre a variação do *duty* através da equação 7.

Equação 7

$$\varepsilon_{\text{eficiência}} = \frac{Q_{\text{absorvido}}}{Q_{\text{libertado}}(\text{Duty})} (=) Q_{\text{libertado}}(\text{Duty}) = \frac{Q_{\text{absorvido}}}{\varepsilon_{\text{eficiência}}} (=)$$

$$Q_{\text{libertado}} = \frac{m \times Cp \times (T_{\text{saída}} - T_{\text{entrada}})}{100 - \frac{\text{Perdas}}{\text{Radiação}} - \left(0.001244 + 0.0216 \times 0.98 \times \left(\frac{1 + \%O_2}{20.9 - \%O_2} \right) \right) \times (T_{\text{fumos}} - T_{\text{ambiente}}) \times \left(\frac{9}{5} \right)}$$

As variáveis a vermelho representam aquelas que podendo ser medidas em linha e através das suas variações individuais, conseguem traduzir o que terá influenciado o valor de *duty* das fornalhas. Estas variáveis são consideradas as variáveis processuais (x's), sendo a variável de resposta ou KPI correspondente, o *duty* (Y).

A figura 36 representa quais as variáveis processuais relevantes e que influenciam o indicador de consumo significativo, podendo traduzir-se numa relação do tipo Y=f(x's).

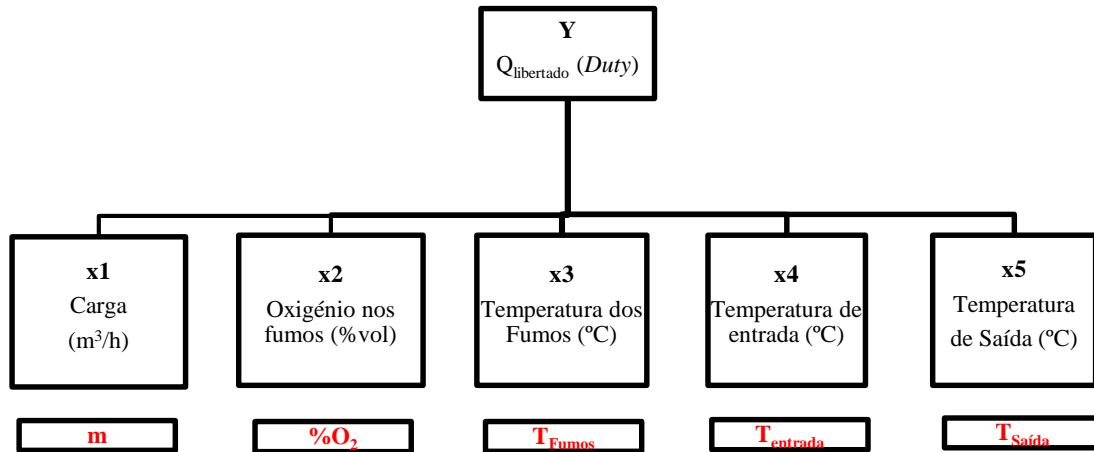


Figura 36 - Relação entre variáveis processuais e variável de resposta (KPI)

Esta análise tem ainda em conta outros possíveis efeitos que possam influenciar o *duty* que não são contabilizados nestas variáveis, sendo então atribuída uma última parcela que agrega todos esses efeitos.

De modo a calcular estas contribuições foram usados valores médios mensais de *duty*, calculados pela equação 7, para os meses de Maio de 2014, Maio de 2015 e Dezembro de 2015, e representadas as contribuições entre cada um destes meses para cada uma das variáveis processuais (*x*'s). Foi ainda necessário calibrar um valor de \overline{Cp} para o cálculo, de forma obter um mínimo erro associado, contabilizando este valor médio a entalpia de vaporização das correntes aquecidas.

Para isso, foi necessário resolver a equação 7 em ordem á variável *Cp*, utilizando valores médios mensais de *duty*, anteriormente calculados no capítulo 4.2.1. Tendo sido obtidos os valores de calor específico apresentados na tabela 19, disponível no Anexo III.

Dos valores obtidos foram descontados os *outliers*, valores sombreados na tabela 19, discrepantes dos demais, capazes de induzir um maior erro ao cálculo final. Retirando estes *outliers*, foi calculada a média dos valores de calor específico e retirado um valor de \overline{Cp} para cada fornalha, apresentados na tabela 9.

Tabela 9 - Valores médios de calor específico calibrados pelo duty calculado para cada mês e para cada fornalha da unidade

\overline{Cp} (Gcal/Kg.°C)	HC-H-01	HC-H-02	HC-H-03
	1.52E-06	1.41E-06	1.55E-06

De forma a serem obtidas as contribuições de cada variável processual, são calculados os valores de *duty* através da equação 7, para os três meses anteriormente referidos. Os valores apresentados pelas tabelas presentes no Anexo IV, representam *duty*'s médios de 30 dias para cada uma das fornalhas em estudo.

Alterando individualmente uma das variáveis para o seu respectivo valor do mês seguinte, fixando as restantes variáveis, é possível calcular a diferença entre o *duty* dos dois meses escolhidos. Essa diferença corresponde á contribuição da variável de resposta. Repetindo este cálculo para as restantes variáveis em causa, obtiveram-se todas contribuições para o valor de *duty* entre os meses referidos.

Assim, através do cálculo da diferença de *duty* pela alteração de cada variável de resposta individualmente para o valor mensal médio do mês seguinte, representam-se as contribuições pelas figuras 37, 38, 39 e ainda o agregado das contribuições para as três fornalhas do HC pela figura 40.

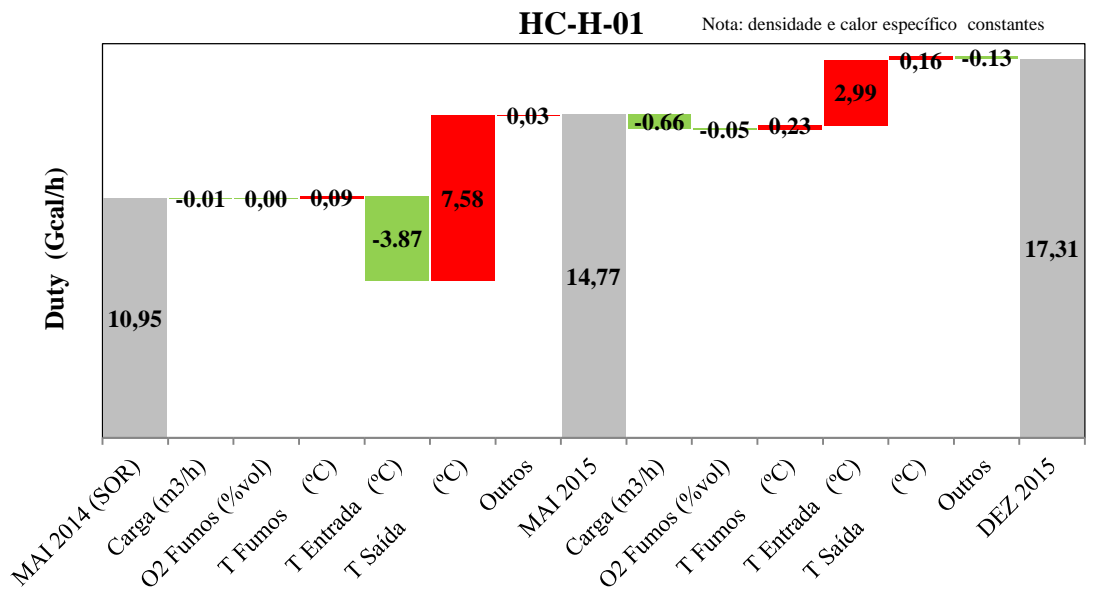


Figura 37 - contribuições em cascata das variáveis processuais para o duty calculado da fornalha do 1º estágio

No caso da fornalha do 1º estágio, entre Maio de 2014 e Maio de 2015 não são visíveis alterações quer ao nível da carga, quer ao nível da eficiência da fornalha, pois os valores da fracção de oxigénio e temperatura de fumos se mantêm essencialmente inalterados.

Pode observar-se uma contribuição positiva por parte da temperatura de entrada, ou seja, a temperatura de entrada subiu, o que contribui para o decréscimo do *duty* da fornalha, aliviando a necessidade de queimar combustível. Por outro lado a necessidade de temperaturas mais elevadas, devido á acumulação de coque e respectiva desactivação do catalisador ao longo do tempo já decorrido do ciclo, fenómeno denominado *catalyst fouling rate* [17], mostra que a temperatura de saída é a variável que mais contribui para o aumento do *duty* neste período de tempo, exigindo mais calor gerado pela fornalha.

A discrepância entre as contribuições em valor das variáveis temperatura de entrada e de saída, é explicada pelo *fouling* apresentado no trem de permutadores de carga HC-E-21 A\B (figura 30 capítulo 4.2.3) impedindo uma permuta de calor eficiente entre o efluente do 1º estágio e carga alimentada á fornalha. Ou seja, ao contrário do que sugere este tipo de integração energética o trem de permuta não compensou o aumento da temperatura de saída da fornalha com o aumento da temperatura de entrada, de forma a manter o ΔT .

Assim, a fornalha assumiu esta compensação de forma a ser atingida a temperatura desejada na corrente de saída, consumindo mais combustível e aumentando o seu *duty*.

No segundo intervalo temporal, entre Maio de 2015 e Dezembro de 2015, é notório um ligeiro decréscimo da carga alimentada á unidade, no entanto é visível como referido no capítulo 4.1.2, através do consumo específico, o continuo aumento do *duty*. Começa a observar-se o que se pode traduzir numa ligeira coqueificação nas serpentinas da fornalha, devido á contribuição negativa da temperatura de fumos pelo aumento do seu valor. Isto quererá traduzir-se num impedimento de transferência de calor pelas serpentinas, sendo perdida mais entalpia pelos fumos.

Pela variável da temperatura de entrada, denota-se uma clara colmatação no trem de permuta, que neste intervalo de tempo foi incapaz de permutar calor de uma forma eficiente, aumentando ainda mais a diferença entre a temperatura de entrada e a temperatura de saída. A temperatura de saída, mostra uma pequena contribuição, ainda que no sentido de ser necessário gerar mais calor pela fornalha, de modo a ser atingida a temperatura necessária para a máxima conversão da reacção.

Neste primeiro caso, é demais notório o impacto que estas variáveis assumem sobre a variação do *duty* gerado pela fornalha, originado um aumento de 6.36 Gcal/h entre o início do 2º ciclo da unidade e Dezembro de 2015.

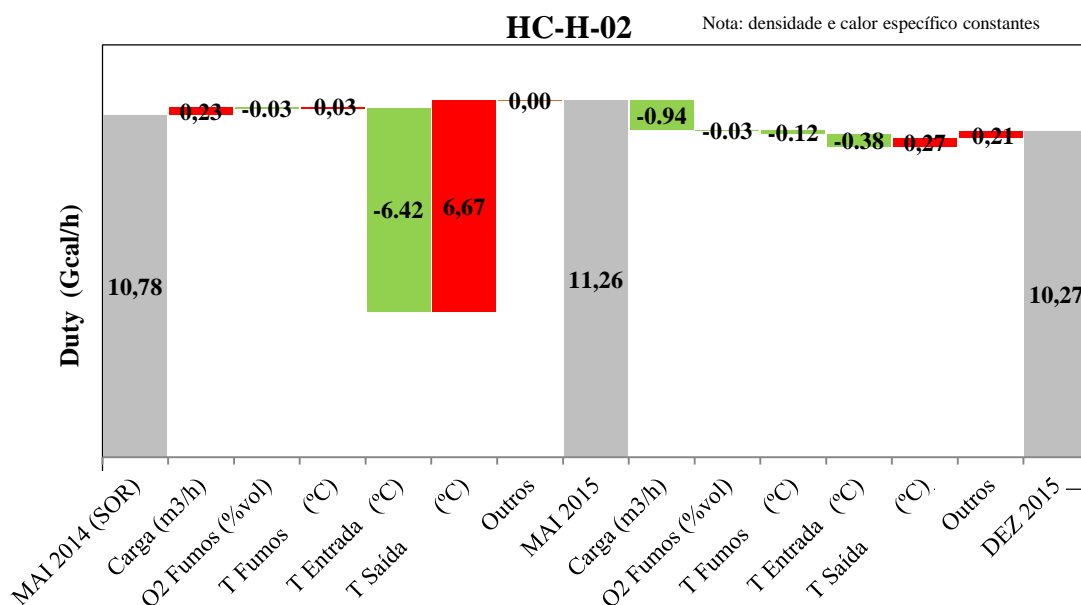


Figura 38 - contribuições em cascata das variáveis processuais para o duty calculado da fornalha do 2º estágio

No caso da fornalha do segundo estágio pode observar-se um ligeiro aumento na média da carga alimentada entre Maio de 2014 e Maio de 2015. Pelas variáveis que traduzem a eficiência

térmica da fornalha, percebe-se que o aumento do *duty* causado por uma maior perda de entalpia pelos fumos, foi anulado pela diminuição do valor da fracção de oxigénio também registado nos fumos. Sendo assim mantida a eficiência térmica do equipamento neste período.

O *duty* pouco aumentou entre os dois primeiros meses representados, pois apesar de serem necessárias temperaturas mais elevadas devido ao fim de ciclo do catalisador, como referido no caso da fornalha do 1º estágio, o permutador de carga HC-E-22 não apresenta *fouling*. Sendo esta conclusão confirmada pela análise do coeficiente global de transferência de calor (figura 31, capítulo 4.2.3)

Assim, é visível que se mantém constante o ΔT entre a temperatura de saída e a temperatura de entrada na fornalha, contribuindo positivamente a variação da temperatura de entrada e negativamente a variação da temperatura de saída para o aumento do *duty*, anulando-se entre si.

Relativamente ao período entre Maio de 2015 e Dezembro de 2015, existe um decréscimo no *duty* médio gerado, essencialmente devido à diminuição da carga alimentada. De salientar que se mantém a relação das ordens de grandeza entre a temperatura de entrada e saída, anulando-se mais uma vez estas contribuições.

O desempenho apresentado pela fornalha do 2º estágio será o cenário expectável para o tipo de integração feita no HC, entre uma fornalha e o seu permutador de carga. Existindo sempre uma relação entre as temperaturas de entrada e saída do equipamento, de forma a manter o ΔT constante, ainda que sejam necessárias temperaturas mais elevadas no processo. Pelo que seria expectável que o *duty* gerado pela fornalha apenas variasse com a carga alimentada.

Neste exemplo, é de notar que o *duty* aumentou entre o início do 2º ciclo e Maio de 2015, pelo aumento da carga e que no período de Maio de 2015 a Dezembro de 2015 decresceu devido á diminuição da carga, variando então como seria esperado.

A fornalha posicionada a montante da fracionadora, responsável por gerar calor para o fraccionamento dos vários compostos convertidos nos reactores de 1º e 2º estágio, não partilha da necessidade anteriormente referida sobre o aumento da temperatura de saída á medida que se vai atingindo o fim de ciclo, implicando o aumento do seu *duty*.

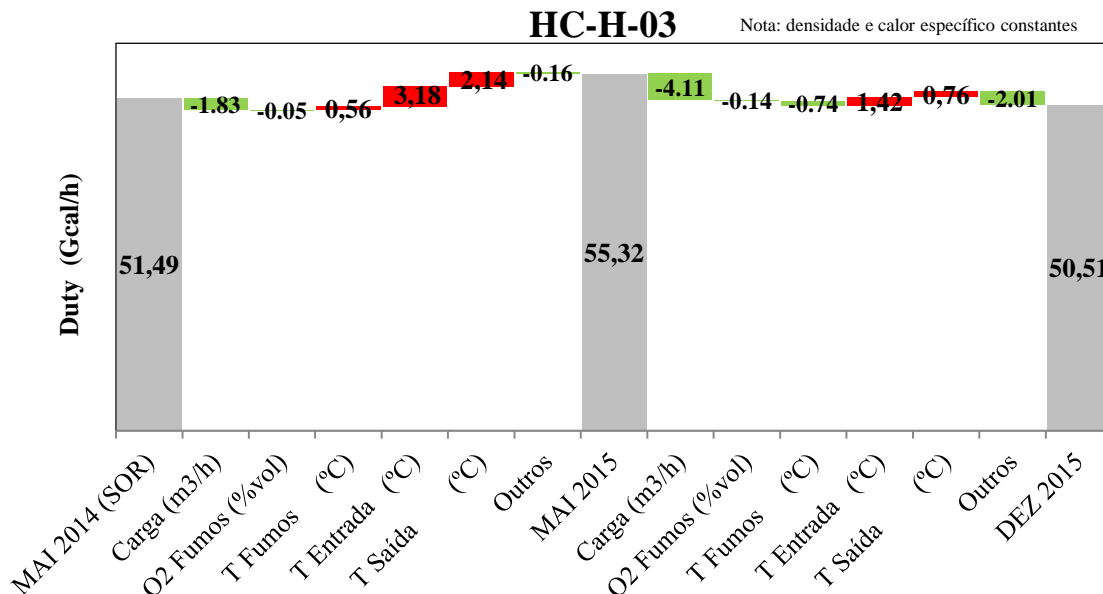


Figura 39 - contribuições em cascata das variáveis processuais para o duty calculado da fornalha da fraccionadora

Neste equipamento verifica-se um decréscimo no *duty* entre o início do segundo ciclo e Dezembro de 2015, no entanto entre Maio de 2014 e Maio de 2015 é visível um aumento significativo. Sendo a carga, a variável com maior impacto nesta oscilação ao longo do período estudado. Como referido anteriormente, a carga registou uma diminuição, sendo mais acentuada nos últimos meses em estudo.

Para a fornalha a montante da fraccionadora é também visível uma contribuição negativa por parte da temperatura de entrada da fornalha, sendo isto explicado pelo *fouling* nos permutadores de carga HC-E-23, HC-E-24 e HC-E-46 (figuras 32, 33 e 34, capítulo 4.2.3).

No caso da temperatura de saída é visível a contribuição negativa nos dois períodos apresentados, não tendo sido obtida nenhuma causa explicativa para este aumento, a não ser o efeito de algumas paragens e arranques da fornalha.

As variáveis responsáveis pela monitorização da eficiência, como a fracção de oxigénio nos fumos e temperatura dos fumos, mostram pequenas contribuições ao longo do período em estudo, não sendo responsáveis pelo aumento do calor gerado neste equipamento. Tendo a fornalha mantido a sua eficiência térmica.

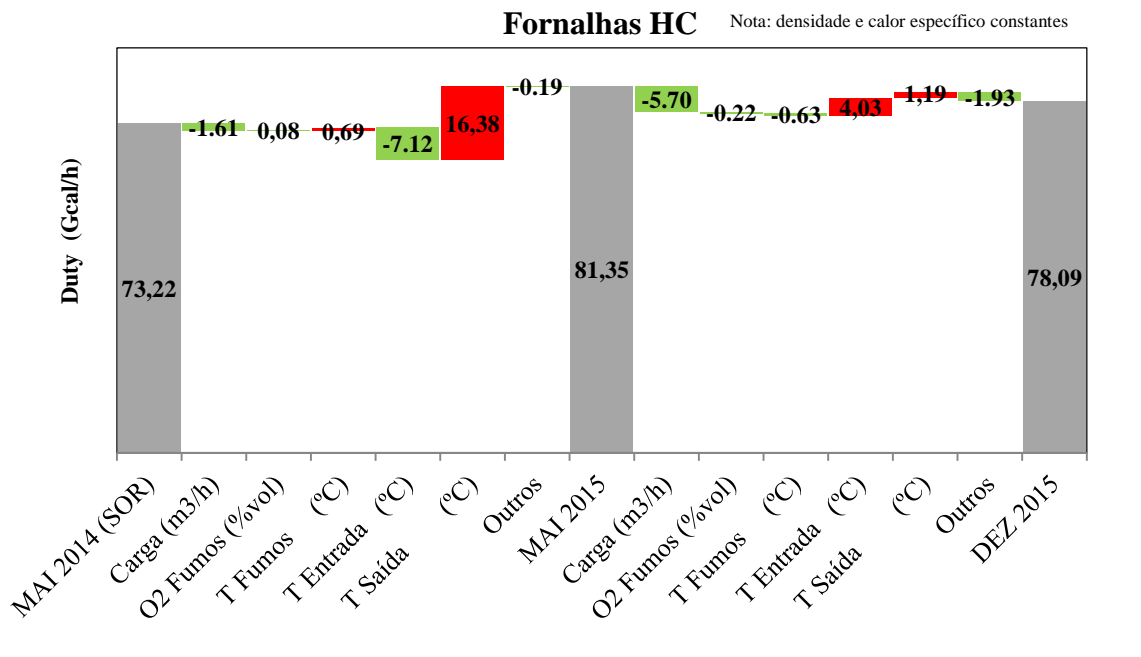


Figura 40 - contribuições em cascata das variáveis processuais agregadas para o duty total calculado nas fornalhas da unidade de hydrocracking

No *duty* agregado das três fornalhas da unidade é visível o aumento desde Maio de 2014 até Dezembro de 2015, passando este valor de 73.22 para 78.09 Gcal/h, tendo ainda sido alcançado um valor superior no mês de Maio de 2015, de 81.35 Gcal/h. O decréscimo registado entre Maio de 2015 e Dezembro de 2015 é essencialmente explicado pela diminuição da carga.

O aumento generalizado do *duty* ao longo do período em estudo é na sua maioria explicado pela incapacidade de manutenção do ΔT , entre a temperatura de entrada e de saída, devido às incrustações apresentadas nos permutadores de carga da fornalha do 1º estágio e da fornalha da fraccionadora. Assim, pode identificar-se este fenómeno como aquele que apresenta maior influência no esquema de integração energética em estudo.

É possível observar que na representação agregada das três fornalhas, a variável que representa a fracção de oxigénio nos fumos não contribuiu para aumento do *duty*. Este facto decorre da implementação já existente de um controlo avançado de combustão.

Através da análise feita, é possível dar resposta aos desvios observados mensalmente no consumo de combustível registado nos relatórios mensais de acompanhamento do consumo de combustível. Estabelecendo uma base comparativa de mês para mês, que possibilita a intervenção nas variáveis analisadas.

4.4 Implementação de medidas de minimização do consumo de combustível

De acordo com as variáveis estudadas no capítulo anterior, existem medidas a tomar com o objectivo de minimizar os possíveis consumos significativos. No caso estudado e apresentado, o consumo significativo apresenta-se como o consumo de combustível e foram identificadas três variáveis sobre as quais se podem aplicar este tipo de medidas:

- Temperatura de entrada nas fornalhas
- Fracção de oxigénio nos fumos
- Temperatura dos fumos
- Temperatura de saída da Fornalha HC-H-03

Para as variáveis como a carga, temperatura de saída das fornalhas HC-H-01 e HC-H-02 e a variável outros, não é possível a recomendação de medidas por forma a minimizar o consumo de combustível queimado nas fornalhas. O que se explica pela variabilidade da utilização da unidade, no caso da carga; pelas características dos catalisadores usados nos reactores de 1º e 2º estágio (*catalyst fouling rate*) implicando o aumento da temperatura da reacção ao longo do ciclo e pela inclusão de outros factores contributivos para o aumento do *duty* da fornalha na variável “outros”, como a composição da carga, não sendo esta passível de ser controlada.

4.4.1 Plano de limpeza dos permutadores de carga

Pela variação do consumo específico (Kg fuel gás/ton carga) é possível observar o acréscimo no consumo de combustíveis por parte das fornalhas, de modo a compensar a perda de eficiência na troca de calor dos permutadores a montante destas mesmas fornalhas.

Pode observar-se na figura 41 um aumento do consumo específico real (linha vermelha) comparativamente á linha de base (linha azul), dada pelo valor de consumo específico registado no mês de Maio de 2014, mês em que se iniciou o segundo ciclo na unidade de *hydrocracking*.

Devido às operações de limpeza e manutenção realizadas na paragem da unidade, considera-se que neste mês, os permutadores a montante das fornalhas se encontravam limpos e na plenitude das suas capacidades.

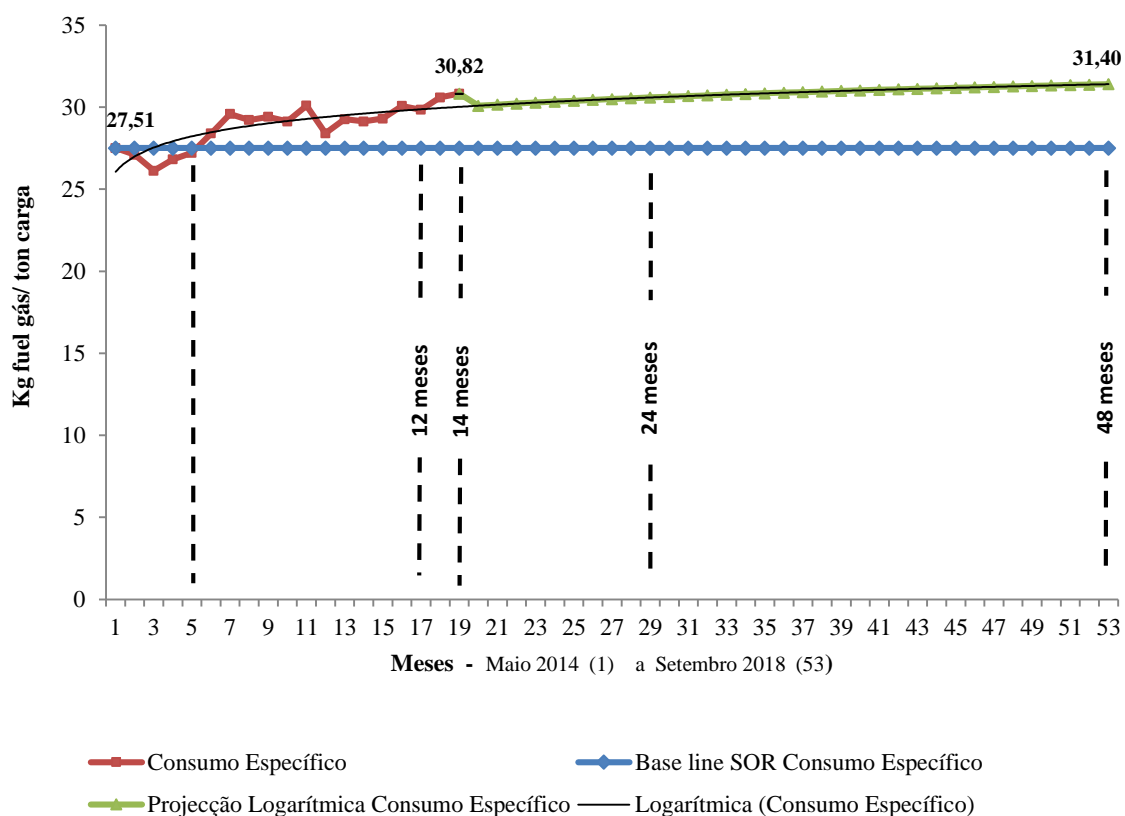


Figura 41 - Variação e projecção logarítmica do consumo específico de combustível

Através dos valores já registados de consumo específico de fuel gás desde Maio de 2014 até Novembro de 2015, foi possível projectar este consumo, usando uma regressão logarítmica.

A projecção feita até ao mês de Setembro de 2018, representa então o acréscimo no consumo de fuel gás e gás natural por parte das três fornalhas da unidade. O limite atingido nesta projecção, mostra-se consistente pelo facto de que 31.4 kg fuel gás/ton carga se traduzem em 101.34 Gcal/h de energia consumida nas fornalhas. Sendo o limite máximo de design de calor libertado apresentado pelo fabricante dos queimadores das respectivas fornalhas de 106.4 Gcal/h.

Com esta projecção feita, é possível estimar o que representa em termos de custos energéticos, este acréscimo no consumo de combustível para alimentar as fornalhas. Através desta estimativa pretende-se recomendar, se a limpeza dos permutadores deverá ser feita na paragem sectorial de 35 dias da fábrica III que ocorre a cada dois anos ou se na paragem sectorial de 47 dias da fábrica III que ocorre a cada quatro anos.

Foi realizada a integração numérica pela Regra dos Trapézios para a obtenção da diferença de custo pelo acréscimo do consumo de fuel gás e gás natural devido ao *fouling* apresentado pelos

permutadores de carga a montante das fornalhas do HC - área representada na figura 41 entre as linhas vermelha + verde e a linha azul de base, apenas a partir do mês em que o valor de consumo específico ultrapassou o valor de consumo específico de base (Setembro 2014).

Para este cálculo assumiu-se o valor máximo de carga da unidade, 6382 ton/dia e um valor médio de referência do preço de gás natural, desde Maio de 2014 até Dezembro de 2015, 466€/ton. Os valores referentes aos preços mensais de gás natural encontram-se disponíveis na tabela 24, Anexo V. A equação 8 representa o cálculo efectuado.

Equação 8

$$\int \left[\left(\frac{Kg \text{ fuel gás}}{ton \text{ carga}}_{real+projecção} - \frac{Kg \text{ fuel gás}}{ton \text{ carga}}_{Base \text{ line}} \right) \times \frac{ton \text{ carga}}{mês} \times \frac{€}{Kg \text{ fuel gás}} \right] dmês$$

$$(=) \int \left[\left(\frac{Kg \text{ fuel gás}}{ton \text{ carga}}_{real+projecção} - \frac{Kg \text{ fuel gás}}{ton \text{ carga}}_{Base \text{ line}} \right) \times 6382ton * 30dias \times \frac{466 €/ton}{1000} \right] dmês$$

Desta integração resultaram os valores apresentados da tabela 10, referentes aos intervalos de tempo definidos após o valor do consumo específico de combustível de base, ter sido ultrapassado.

Tabela 10- Acréscimo dos custos com combustíveis, devido á tendência de aumento do consumo específico de combustíveis na unidade de hydrocracking

12 meses	1.82 M€
14 meses	2.35 M€
24 meses	4.89 M€
48 meses	12.44 M€

É notória a evolução do custo adicional de combustível, que representa o *fouling* presente nos permutadores em estudo e que existe uma clara oportunidade de identificar a periodicidade com que devem ser alvo de limpeza.

Por último, foi estimado um valor diário de perda para a empresa por inactividade da unidade de *hydrocracking*, de 500.000€ (valor cedido pela Refinaria de Sines). A este valor foi acrescentado o custo da empreitada de limpeza de cada permutador, no valor de 150.000€ (valor cedido pela Refinaria de Sines), o que perfaz um total de 750.000€ para todos os permutadores em estudo. Assim, é possível comparar o custo adicional devido ao *fouling* com o custo de

paragem e empreitada, e por fim traçar a função objectivo representada na figura 42, indicativa da periodicidade óptima de limpeza destes permutadores de carga, com vista á maximização dos resultados operacionais da unidade.

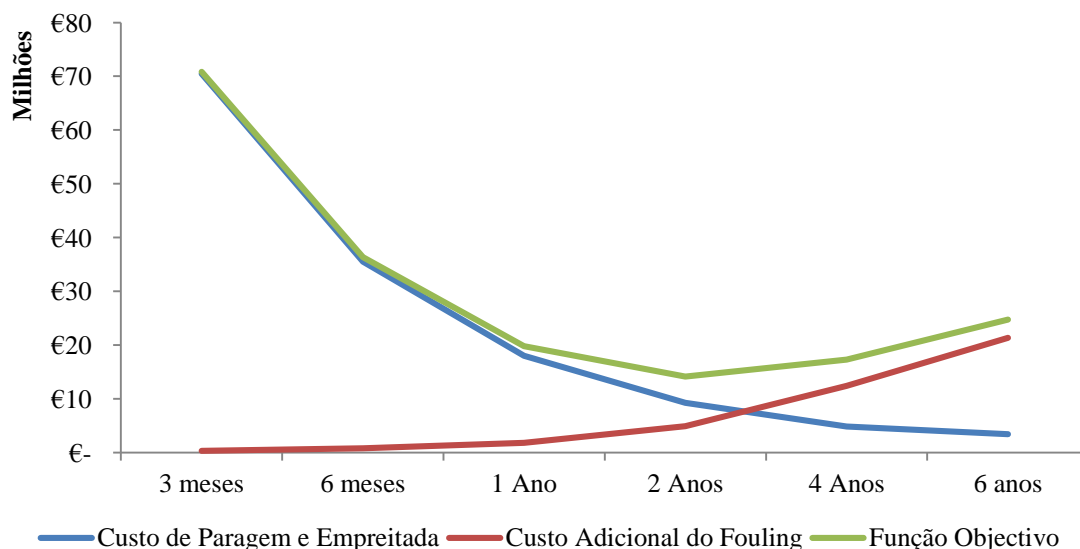


Figura 42 - Função objectivo indicativa da periodicidade óptima de intervenção de limpeza nos permutadores de carga

Foi prolongado o período em estudo até aos seis anos, com vista a evidenciar o mínimo da função objectivo. A extensão do estudo mantém-se consistente através da projecção feita, pois não ultrapassou o valor limite de design de calor gerado pelos queimadores, atingindo um valor de 102.96 Gcal/h ao fim de seis anos de operação sem intervencionar os permutadores.

Através do valor mínimo da função objectivo, foi obtido o valor óptimo pretendido e correspondente a uma recomendação de limpeza e manutenção nos permutadores de carga das fornalhas, a cada dois anos. O que também é demonstrado pelo momento em que o custo adicional devido ao *fouling* nos permutadores, ultrapassa o custo de paragem e empreitada de intervenção nos equipamentos.

4.4.2 Controlo Avançado de Combustão

Para o caso da variável representada pela fracção de oxigénio nos fumos, que traduz o excesso de ar existente na queima, a unidade de *hydrocracking* conta com um sistema de controlo avançado de combustão que permite operar as fornalhas existentes de uma forma segura e eficiente.

Este sistema de controlo automático apenas requer a indicação por parte do operador de consola a temperatura pretendida á saída das fornalhas. Ficando o sistema de controlo responsável pela gestão do caudal de combustível e do caudal de ar alimentados às fornalhas.

A fracção de oxigénio presente nos fumos, serve como indicador do excesso de ar existente para o sistema de controlo e este serve-se da sua leitura para a regulação da razão de queima ar/fuel gás. No entanto, como é referido no diagrama de causa-efeito, capítulo 4.1.3, uma das possíveis contribuições para o aumento do *duty* das fornalhas é uma razão ar/fuel gás elevada, o que representa o aquecimento de ar desnecessário, implicando um aumento no consumo de fuel gás. Reside aqui a problemática da leitura feita pelo analisador de oxigénio existente nos fumos das fornalhas, porque a sub causa - infiltrações de Ar - presente no diagrama de causa-efeito, pode induzir em erro na leitura no analisador de oxigénio. Na verdade, existe a possibilidade da leitura ser incorrecta, pois o oxigénio lido no analisador poderá ser proveniente de infiltrações na zona radiante e não do excesso de oxigénio resultante da reacção de combustão promovido pelo ar que é forçado nos queimadores da fornalha.

A garantia de que o oxigénio está em excesso na queima e não resulta de infiltrações de ar, é feita pelo analisador de monóxido de carbono existente na saída dos fumos. A inexistência de monóxido de carbono nos fumos confirma que a reacção de combustão está a ser devidamente realizada e que não existe deficiência de oxigénio na queima, caso contrario esta seria incompleta causando a produção de monóxido de carbono, em vez de dióxido de carbono.

Como medidas auxiliares deste sistema de controlo avançado de combustão, é necessário regular manualmente a pressão com que o ar forçado chega aos queimadores, de modo a garantir que se mantenha igual em todos, evitando assim uma queima ineficiente nas fornalhas, bem como periódicas termografias capazes de identificar possíveis infiltrações de ar.

4.4.3 Detecção de coque nas serpentinas das fornalhas

A acumulação de coque nas serpentinas de uma fornalha representa uma das sub causas para a perda de eficiência da mesma e o respectivo aumento do seu *duty*. Podendo ser medida a acumulação de coque através dos termopares de peles, como referido no capítulo 4.1.3, é ainda assim possível a recomendação de medidas afectas á mesma, por forma a minimizar o consumo de combustível.

Através das sub causas apresentadas no diagrama de causa-efeito para a coqueificação nas serpentinas, recomenda-se que seja inspeccionada a direcção da chama proveniente dos queimadores de forma a evitar que esta entre em contacto com as serpentinas, originando um maior aquecimento da corrente e a acumulação de coque. Esta situação é criada pelo desajuste dos queimadores, recomendando-se a verificação dos mesmos.

Quanto á sub causa apresentada como *hot-spots*, existe a necessidade de garantir velocidades iguais em todo o tubular que circula dentro da fornalhas, de forma a evitar que sejam criados estes pequenos pontos onde a corrente de processo poderá aquecer mais e assim acumular coque. De forma a detectar a existência de *hot-spots* recomendam-se periódicas termografias.

4.4.4 Controlo de temperatura á entrada da Fraccionadora

A variável definida como temperatura de saída representa a temperatura desejada á saída da fornalha. No caso da fornalha HC-H-01 e HC-H-02, a alteração da temperatura necessária á saída das fornalhas é ditada para desactivação do catalisador, o que vai exigindo temperaturas mais elevadas á medida que se vai aproximando do fim de ciclo, como referido no capítulo 4.3. Deste modo, não é possível garantir a manutenção do calor gerado pelas respectivas fornalhas, não sendo possível controlar *per si* esta variável.

No caso da fornalha HC-H-03 da coluna de fraccionamento, esta variável é passível de ser controlada e ajustada. A temperatura desejada á saída da fornalha é ajustada consoante o rácio de *overflow* na zona de *flash* á entrada da coluna, situada entre o 11º e 12º prato.

Este rácio é medido pelo quociente entre o caudal de retorno de líquido do 12º prato para o 11º prato da coluna HC-V-03 e o caudal de saída de fundo da coluna HC-V-02, correspondente á alimentação da coluna fraccionadora. Com o aumento deste caudal é possível obter uma melhor rectificação na saída de diesel da coluna, sendo esta produção, o grande objectivo da unidade de *hydrocracking*.

A recomendação feita de forma a ser obtido o melhor compromisso entre um melhor produto na corrente de saída de diesel, uma boa separação entre os diversos produtos na coluna e manutenção do calor gerado na fornalha, será um rácio de *overflow* de 20-25%.

4.5 Plano de Controlo

Como última etapa da metodologia proposta para este estudo, foi elaborado um plano de controlo em formato matricial como mostra a tabela 13.

Este plano incide sobre as variáveis passíveis de actuação , com as medidas a tomar caso estas variáveis assumam desvios significativos, resultantes no aumento do consumo energético da unidade, através das fornalhas. Este plano servirá de apoio e referência para os operadores de consola na unidade de *hydrocracking*.

Tabela 11 - Plano de controlo às variáveis processuais fracção de oxigénio nos fumos, temperatura de fumos, temperatura de entrada nas fornalhas e temperatura de saída da fornalha HC-H-03

Variável			Medição			Interpretação					Acção
Descrição	Unidades	Valor Design	TAGS DCS	Instrumento	Frequência	Ferramenta	Cálculo	Frequência	Resultado	Recomendação	
Fracção de oxigénio nos fumos											
HC-H-01	mg/Nm3 (CO)	<50 (Nota 2)	HCA109	Analizador	Contínuo	Microsoft Excel	Representar variação CO vs.O2	Mensal (médias diárias)	CO > 50 mg/Nm3	Aumentar Razão Ar/Fuel Gás	
	% vol (O2)	1.7 (Nota 2)	HCA101								
HC-H-02	mg/Nm3 (CO)	<50 (Nota 2)	HCA108				Calcular Excesso de Ar.		O2 > 1.7 % vol	Diminuir Razão Ar/fuel Gás	
	% vol (O2)	1.7 (Nota 2)	HCA103								
HC-H-03	mg/Nm3 (CO)	<50 (Nota 2)	HCA107				CO > 50 mg/Nm3 e O2 > 1.7 % vol		Combustão Incompleta	Ajustar registo de ar aos queimadores e avaliar infiltrações de ar	
	% vol (O2)	1.7 (Nota 2)	HCA106								
Temperatura de Fumos											
SOR/EOR											
HC-H-01	°C	415-421 (Nota 3)	HCT2128	Termopar	Contínuo	APE Trend	Representar variação	Mensal (médias diárias)	Temperatura fora do intervalo	Verificar se <i>duty</i> de design foi ultrapassado	
HC-H-02	°C	415-422 (Nota 3)	HCT2228							Comparar temperaturas de peles com termografias, avaliar <i>hot-spots</i> e acumulação de coque nas serpentinas	
HC-H-03	°C	330 (Nota 3)	HCT2328								
Temperatura de Entrada											
EOR											
HC-H-01	°C	366(Nota 3)	HCT123 (saída HC-E-21 A\B)	Termopar	Contínuo	Microsoft Excel	Representar variação do coeficiente global de transferência de calor dos permutadores de carga	Mensal (médias diárias)	Decréscimo coeficiente Global de Transferência de calor	Plano de limpeza de permutadores de carga	
HC-H-02	°C	343(Nota 3)	HCT174 (saída HC-E-22)								
HC-H-03	°C	266(Nota3) 264(Nota3) 293(Nota3)	HCT262 (saída HC-E-23) HCT261 (saída HC-E-24) HCT663 (saída HC-E-46)								
Temperatura de Saída											
SOR/EOR											
HC-H-03	°C	388 (Nota 3)	HCT273A	Termopar	Contínuo	APE Trend	Representar variação	Mensal (médias diárias)	Variações significativas	Ajustar Temperatura de saída de forma a obter 20-25% de <i>overflash</i> na coluna HC-V-03	
	n.a.	Rácio 20-25% de <i>overflash</i> (Nota 4)	HCFLX	DCS	Contínuo	Display DCS	$\frac{HCF172}{HCF161} \times 100$	Monitorização Continua	Fora do intervalo estabelecido no valor de design		

Nota 2 Referência de 50 mg/Nm3 para monóxido de carbono e % vol 1.7 representa a fracção de oxigénio correspondente á recomendação de 10% Excesso de Ar do fabricante

Nota 3 Temperaturas cedidas pelo fabricante para início e fim de ciclo

Nota 4 Rácio cedido pelo licenciador

5

Conclusões

O estudo realizado, juntamente com as propostas de melhoria feitas, derivam da crescente preocupação com a eficiência energética, que assume um papel imperativo na situação económica de unidades de refinação. Os resultados e conclusões atingidas, visam a implementação de acções de monitorização e intervenção capazes de aumentar o desempenho da unidade de *hydrocracking* ao nível do consumo energético das fornalhas existentes. A inexistência de respostas para os desvios do consumo energético registados mensalmente, pelo acompanhamento feito por parte do engenheiro de processo responsável, surgem como problemática inicial. Problemática esta, que incapacita a implementação de acções capazes de entender e controlar estes mesmos consumos. Tendo sido este o ponto de partida do estudo realizado neste trabalho.

Com a identificação dos principais consumidores de energia da unidade, conclusão suportada por demais estudos ao longo da história dos processos de refinação, é possível afirmar que as fornalhas representam mais de 80% do consumo total de energia da unidade de *hydrocracking*. Tendo sido o estudo direccionado para estes equipamentos, na perspectiva de que pequenas melhorias nos seus desempenhos, ditam elevados ganhos ao nível dos custos energéticos. Através do consumo específico de combustível registado ao longo do segundo ciclo de operação desta unidade, foi perceptível a oportunidade de melhoria relativa ao desempenho das fornalhas, devido ao aumento gradual deste mesmo consumo de 27.5 para 30.8 Kg combustível/ton carga, entre Maio 2014 e Novembro de 2015.

Com o objectivo de associar causas processuais ao aumento deste consumo, foram identificadas as variáveis processuais contributivas para o aumento do calor gerado nas fornalhas, resultante deste aumento do consumo específico de combustível através de um diagrama de causa-efeito. Diagrama este, baseado na fórmula de cálculo da eficiência térmica de uma fornalha.

Foram identificadas como principais causas: uma maior quantidade de calor absorvido pela corrente de processo, a perda de eficiência por parte da fornalha e ainda o efeito de carga processada pela unidade. Sendo as sub causas respectivas: variação do ΔT entre a temperatura de entrada e de saída das fornalhas, a composição da corrente de processo, a composição do combustível, a razão ar/combustível e a acumulação de coque nas serpentinas.

Com base nas variáveis medidas e registadas através de histórico, pôde concluir-se que o efeito da sub causa da composição do combustível alimentado às fornalhas não se mostra significativo, não influenciando o seu consumo. Sendo este facto explicado pela molécula média se situar em torno da molécula de CH_4 e o seu valor de PCI se manter sempre próximo das 8500 Kcal/Nm³.

No estudo realizado não foi possível analisar e correlacionar a composição das correntes de processo que são aquecidas nas fornalhas em estudo, não tendo sido obtida nenhuma conclusão quanto a esta sub causa.

No caso da sub causa definida como variação do ΔT , entre a temperatura de entrada e saída das fornalhas foi possível observar o decréscimo do coeficiente global de transferência de calor devido ao fenómeno de *fouling*, ao longo do segundo ciclo de operação da unidade, nos permutadores de carga a montante das fornalhas em estudo. Com a excepção do permutador de carga da fornalha HC-H-02, que não registou variações significativas na sua eficiência. Pelo que o fenómeno de *fouling*, influenciou o decréscimo da temperatura de entrada das fornalhas HC-H-01 e HC-H-03. A temperatura de saída das fornalhas foi forçada a aumentar, devido á desactivação do catalisador, no caso das fornalhas a montante dos reactores HC-R-01 e HC-R-02, implicando esta desactivação a necessidade de temperaturas mais elevadas com o aproximar do fim de ciclo. No caso da fornalha HC-H-03 situada a montante da coluna fraccionadora, o efeito da temperatura de saída é apenas explicado pelas paragens e arranques da própria fornalha.

Entre Maio de 2014 e Maio de 2015, a variável temperatura de entrada teve uma contribuição positiva, reduzindo 9.7% o *duty* inicial gerado pelo agregado das três fornalhas. Por sua vez a variável temperatura de saída assumiu uma contribuição negativa, aumentando este *duty* cerca de 22%. No período definido entre Maio de 2015 e Dezembro de 2015, a variável temperatura de entrada contribuiu negativamente, resultando num aumento de 5% do *duty*, já a variável temperatura de saída contribuiu ligeiramente para o aumento do calor gerado nas fornalhas, com um incremento de 1.5%.

O impacto da sub causa efeito de carga, processada pela unidade, é demonstrado pela variação da própria carga processada ao longo do ciclo, sendo notório o seu decréscimo, contribuindo

positivamente, com uma redução de 2.2% do *duty* das três fornalhas, no primeiro ano do segundo ciclo de operação da unidade. No período seguinte, esta sub causa foi responsável pelo decréscimo de 7% do calor gerado. Não tendo sido concordante o consumo específico de combustível com o efeito de carga.

Apesar de não ser possível medir directamente o efeito da sub causa acumulação de coque nas serpentinas das fornalhas, a medição indirecta da temperatura de fumos registada pelos gases resultantes da queima de combustível parece indicar a acumulação de coque nas serpentinas, ainda que muito pouco acentuada. Não influenciando por demais a eficiência térmica das três fornalhas estudadas.

Como última sub causa analisada, de forma a explicar o aumento do consumo específico de combustível registado nas fornalhas, surge a razão ar/combustível. Esta razão é medida e monitorizada através do excesso de ar registado nos fumos das fornalhas, excesso este, indicado pela fracção de oxigénio presente na composição dos fumos. Pôde concluir-se que esta fracção de oxigénio, representando uma variável processual relativa ao consumo estudado, pouco impacto causou para o aumento do consumo específico de combustível registado.

Pode assim afirmar-se que a eficiência térmica medida pela acumulação de coque nas serpentinas e pela razão ar/combustível registada, se manteve para as três fornalhas da unidade de *hydrocracking*. Tendo a variável temperatura de fumos traduzido apenas um aumento do calor gerado nas fornalhas de 1% do valor inicial e a variável fracção de oxigénio nos fumos 0.12%, no período entre Maio de 2014 e Maio de 2015.

A principal causa do aumento do consumo específico de combustível, é então atribuída ao *fouling* apresentado pelos permutadores de carga das fornalhas. Este fenómeno foi responsável pela compensação de calor gerado pelas fornalhas, com vista a ser atingida a temperatura de saída necessária para o processo. Implicando um acréscimo dos custos de combustível em 2.35 milhões €, passados apenas 14 meses após ter sido ultrapassado o consumo específico de combustível de base verificado no início do segundo ciclo de operação da unidade (Maio 2014). O estudo realizado sobre a periodicidade óptima de limpeza dos permutadores de carga das fornalhas, concluiu que este tipo de intervenção deve ser realizado a cada dois anos, durante a paragem sectorial da fábrica III. Pretendendo demonstrar a oportunidade de redução do consumo de gás natural importado, diminuindo esta factura.

Através da análise das variáveis correspondentes às sub causas definidas no diagrama de causa-efeito, foi possível dar resposta aos desvios observados no acompanhamento mensal do consumo energético de combustível. Tendo sido ainda possível, após a definição e análise das causas responsáveis pelo aumento do consumo específico de combustível na unidade em estudo,

a elaboração um plano de controlo para as variáveis processuais que traduzem as causas acima mencionadas. Sendo estas variáveis: Fracção de oxigénio nos fumos; Temperatura de fumos; Temperatura de entrada nas fornalhas e a Temperatura de saída da fornalha HC-H-03. Este plano de controlo surge com o objectivo de actuar, sempre que se observem desvios no consumo específico de combustível acompanhado mensalmente.

6

Trabalho Futuro

Após a realização desta dissertação, surgem algumas sugestões para outras acções de melhoria relativas á questão central da eficiência energética.

Problemática abordada neste estudo

Desde logo, o continuo acompanhamento das ferramentas de monitorização e controlo propostas neste estudo. Interpretação dos resultados que derivam deste controlo e efectuar correcções ou melhorias a estas ferramentas, se necessário.

Desenvolver a mesma ferramenta de monitorização do coeficiente global de transferência de calor para os restantes permutadores de calor existentes na fábrica III, para os quais existirem medições de temperatura com registo de histórico no DCS.

Identificar as diferentes proveniências de gasóleo de vácuo (*VGO*) alimentado á unidade de *hydrocracking* e suas composições, de forma a correlacionar a composição da carga com o consumo específico de combustível registado pelas fornalhas.

Aprofundar o estudo sobre as causas do *fouling* apresentado pelos permutadores de carga e implementar de estratégias de tratamento em linha (sem obrigatoriedade de intervenção).

Outros consumos energéticos significativos

Realizar o mesmo tipo de estudo e metodologia para as outras unidades da fábrica III, bem como para os outros tipos de consumos energéticos existentes e não abordados neste trabalho (Energia eléctrica e Vapor).

Bibliografia

- [1] Galp Energia. «Refinaria de Sines - Data Book de Segurança, Saúde e Ambiente 2013»
- [2] Galp Energia [Online], “Fabricação III”. Disponível em:
<http://www.galpenergia.com/PT/investidor/ConhecerGalpEnergia/Osnossosnegocios/RefinacaoDistribuicao/ARL/Refinacao/RefinariaSines/Paginas/FabricacaoIII.aspx>
[Acedido em 28-01-2016]
- [3] CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS. «Effectively Design Shell-and-Tube Heat Exchangers», Fevereiro de 1998.
- [4] Engineering Page [Online], “TEMA Designation”. Disponível em:
http://www.engineeringpage.com/heat_exchangers/tema.html. [Acedido em 17-02-2016]
- [5] NYBOER, John, e RIVERS, Nic «Energy Consumption Benchmark Guide Conventional Petroleum Refining in Canada», Setembro de 2002.
- [6] HYDROCARBON PUBLISHING COMPANY. «Refinery Energy Management - Latest Technologies and Strategies to Enhance Operational Economics», 2012.
- [7] Concawe. «EU refinery energy systems and efficiency», Março de 2012.
- [8] American Petroleum Institute. Fired Heaters for General Refinery Service. 4.^a Edição, Agosto 2007.
- [9] GARG, Ashutosh. «Optimize Fired Heater Operations to Save Money». Hydrocarbon Processing, Maio de 1997.
- [10] BAUKAL, Charles. The John Zink Combustion Handbook. CRC Press, 2001.
- [11] MULLINGER, Peter e JENKINS, Barrie. Industrial and Process Furnaces: Principles, Design and Operation. Elsevier, 2008.
- [12] Process Heating [Online]. BENNET, Dick. “Burner History 105: How Industrial Burners Evolved for Modern Process Heating Applications”, Maio 2003. Disponível em:
<http://www.process-heating.com/articles/85946-burner-history-105> [Acedido em 3-02-2016]
- [13] IBRAHIM, Hassan. «Fouling in Heat Exchangers». InTech, 2012.
- [14] MASTER, Bashir, CHUNANGAD, Krishman e PUSHPANATAHN, Venkateswaran. «Fouling Mitigation Using Helixchanger Heat Exchangers». ABB Lummus, 2003.

- [15] PEREIRA, Zulema e REQUEIJO, José. Qualidade: Planeamento e Controlo Estatístico de Processos., Co-edição de FCT - Fundação da Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade de Lisboa e Edição de Livros e Revistas, Lda (Lisboa). 2008.
- [16] Honeywell. «High-Performance Process Manager Control Theory», Junho de 2004.
- [17] PARKASH, Surinder. Refining Process Handbook. Elsevier, 2003.
- [18] PERRY, Robert, e Don GREEN. Perry's Chemical Engineers Handbook. 7.^a Edição. McGraw Hill, 1999.

Anexo I

Valores de apoio ao cálculo da composição do combustível

Tabela 12 - Massa molecular dos compostos constituintes do fuel gás [18]

Composto	MM (g/mol)
Metano	16.043
Etano	30.070
Etileno	28.050
Propano	43.300
Propileno	42.080
Butano	57.700
Butenos	56.110
Pentano	72.000
Hexano	86.000
Hidrogénio	2.000
Sulfídrico	34.000

Anexo II

Valores de apoio ao cálculo do calor específico

Tabela 13 - Curva de entalpia da corrente de processo, lado do feixe tubular HC-E-22, valores cedidos pelo licenciador

Temperatura °C	Pressão bar g	Entalpias		
		Vapor 10 ³ Kcal/h	Líquido 10 ³ Kcal/h	Total 10 ³ Kcal/h
229.2	176.44	13069	26979	0
241.9	176.36	13785	28899	-2637
254.6	176.28	14503	30855	-5310
267.3	176.21	15225	32845	-8022
280.0	176.13	15954	34867	-10773
292.7	176.05	16691	36919	-13562
305.4	175.98	17440	38998	-16390
318.1	175.90	18205	41101	-19258
330.8	175.82	18991	43223	-22166
343.4	175.75	19803	45359	-25114

Tabela 14 - Curva de entalpia da corrente de processo, lado do corpo HC-E-23, valores cedidos pelo licenciador

Temperatura °C	Pressão bar g	Entalpias		
		Vapor 10 ³ Kcal/h	Líquido 10 ³ Kcal/h	Total 10 ³ Kcal/h
260.2	11.65	1947	69661	0
260.9	11.50	2066	69807	-265
261.5	11.35	2190	69950	-532
262.2	11.19	2317	70090	-799
262.8	11.04	2449	70226	-1067
263.4	10.89	2585	70359	-1336
264.1	10.73	2727	70488	-1606
264.7	10.58	2873	70613	-1878
265.4	10.43	3025	70733	-2150
266.0	10.27	3183	70849	-2424

Tabela 15 - Curva de entalpia da corrente de processo, lado do corpo HC-E-24, valores cedidos pelo licenciador

Temperatura °C	Pressão bar g	Entalpias		
		Vapor 10 ³ Kcal/h	Líquido 10 ³ Kcal/h	Total 10 ³ Kcal/h
238.7	13.31	392	62828	0
241.5	13.15	517	63708	-1005
244.3	13.00	650	64585	-2014
247.1	12.85	791	65458	-3029
249.9	12.69	941	66327	-4048
252.7	12.54	1101	67192	-5073
255.5	12.39	1273	68050	-6103
258.3	12.23	1457	68901	-7138
261.1	12.08	1656	69744	-8179
263.9	11.93	1870	70577	-9227

Tabela 16 - Curva de entalpia da corrente de processo, lado do corpo HC-E-46, valores cedidos pelo licenciador

Temperatura °C	Pressão bar g	Entalpias		
		Vapor 10 ³ Kcal/h	Líquido 10 ³ Kcal/h	Total 10 ³ Kcal/h
263.3	10.27	2749	70177	0
266.5	10.20	3018	71132	-1225
269.8	10.12	3311	72072	-2458
273.1	10.04	3629	72995	-3699
276.4	9.97	3975	73899	-4950
279.6	9.89	4352	74782	-6209
282.9	9.81	4761	75642	-7478
286.2	9.74	5206	76475	-8757
289.5	9.66	5690	77280	-10045
292.7	9.58	6215	78054	-11343

Anexo III

Valores de apoio ao cálculo do \overline{Cp} das fornalhas em estudo

Tabela 17 - Valores de calor específico médios mensais com base no duty compensado através do caudal de fuel gás

Meses	HC-H-01	HC-H-02	HC-H-03
maio 14	1.586E-06	1.36E-06	1.183E-06
junho 14	2.089E-06	3.12E-06	1.337E-06
julho 14	1.722E-06	1.64E-06	1.390E-06
agosto 14	1.636E-06	1.65E-06	1.279E-06
setembro 14	1.625E-06	1.70E-06	1.336E-06
outubro 14	1.578E-06	1.61E-06	1.420E-06
novembro 14	1.608E-06	2.07E-06	1.425E-06
dezembro 14	1.584E-06	1.57E-06	1.417E-06
janeiro 15	1.583E-06	1.57E-06	1.433E-06
fevereiro 15	1.562E-06	1.58E-06	1.451E-06
março 15	1.520E-06	1.51E-06	1.446E-06
abril 15	1.520E-06	1.49E-06	1.462E-06
maio 15	1.499E-06	1.54E-06	1.465E-06
junho 15	1.414E-06	1.51E-06	1.350E-06
julho 15	1.379E-06	1.48E-06	1.441E-06
agosto 15	1.380E-06	1.43E-06	1.485E-06
setembro 15	1.402E-06	1.50E-06	1.427E-06
outubro 15	1.432E-06	1.53E-06	1.407E-06
novembro 15	1.371E-06	1.51E-06	1.429E-06

Anexo IV

Tabelas referentes aos valores das variáveis processuais, usadas para o cálculo do *duty* de cada fornalha para os meses definidos

HC-H-01

Tabela 18 - Valores correspondentes ao duty calculado para Maio 2014

Média Maio 2014	Carga (m3/h)	HCF112	295
	% O2	HCA101	1.80
	T fumos	HCT2128	400
	T entrada	HCT126A	341
	T saída	HCT135A	368
	Cp	Gcal/Kg.°C	1.52E-06
	Densidade	Kg/m3	710
	Qlibertado (<i>duty</i>)	Gcal/h	10.95

Tabela 19 - Valores correspondentes ao duty calculado para Maio 2015

Média Maio 2015	Carga (m3/h)	HCF112	296
	% O2	HCA101	1.82
	T fumos	HCT2128	416
	T entrada	HCT126A	350
	T saída	HCT135A	387
	Cp	Gcal/Kg.°C	1.52E-06
	Densidade	Kg/m3	710
	Qlibertado (<i>duty</i>)	Gcal/h	14.77

Tabela 20 - Valores correspondentes ao duty calculado para Dezembro 2015

Média Dezembro 2015	Carga (m3/h)	HCF112	283
	% O2	HCA101	1.48
	T fumos	HCT2128	443
	T entrada	HCT126A	343
	T saída	HCT135A	388
	Cp	Gcal/Kg.°C	1.52E-06
	Densidade	Kg/m3	710
	Qlibertado (<i>duty</i>)	Gcal/h	17.31

HC-H-02

Tabela 21 - Valores correspondentes ao duty calculado para Maio 2014

Média Maio 2014	Carga (m3/h)	HCF123	246
	% O2	HCA103	2.08
	T fumos	HCT2228	401
	T entrada	HCT175A	328
	T saída	HCT182	363
	Cp	Gcal/Kg.°C	1.55E-06
	Densidade	Kg/m3	662
	Qlibertado (duty)	Gcal/h	10.78

Tabela 22 - Valores correspondentes ao duty calculado para Maio 2015

Média Maio 2015	Carga (m3/h)	HCF123	251
	% O2	HCA103	1.77
	T fumos	HCT2228	406
	T entrada	HCT175A	349
	T saída	HCT182	384
	Cp	Gcal/Kg.°C	1.55E-06
	Densidade	Kg/m3	662
	Qlibertado (duty)	Gcal/h	11.26

Tabela 23 - Valores correspondentes ao duty calculado para Dezembro 2015

Média Dezembro 2015	Carga (m3/h)	HCF123	230
	% O2	HCA103	1.54
	T fumos	HCT2228	387
	T entrada	HCT175A	350
	T saída	HCT182	385
	Cp	Gcal/Kg.°C	1.55E-06
	Densidade	Kg/m3	662
	Qlibertado (duty)	Gcal/h	10.27

HC-H-03

Tabela 24 - Valores correspondentes ao duty calculado para Maio 2014

Média Maio 2014	Carga (m3/h)	HCF161	605
	% O2	HCA106	2.05
	T fumos	HCT2328	339
	T entrada	HCT266	301
	T saída	HCT273A	380
	Cp	Gcal/Kg.°C	1.41E-06
	Densidade	Kg/m3	631
	Qlibertado (duty)	Gcal/h	51.49

Tabela 25 - Valores correspondentes ao duty calculado para Maio 2015

Média Maio 2015	Carga (m3/h)	HCF161	584
	% O2	HCA106	1.93
	T fumos	HCT2328	359
	T entrada	HCT266	296
	T saída	HCT273A	384
	Cp	Gcal/Kg.°C	1.41E-06
	Densidade	Kg/m3	631
	Qlibertado (duty)	Gcal/h	55.32

Tabela 26 - Valores correspondentes ao duty calculado para Dezembro 2015

Média Dezembro 2015	Carga (m3/h)	HCF161	540
	% O2	HCA106	1.66
	T fumos	HCT2328	333
	T entrada	HCT266	297
	T saída	HCT273A	385
	Cp	Gcal/Kg.°C	1.41E-06
	Densidade	Kg/m3	631
	Qlibertado (duty)	Gcal/h	50.51

Anexo V

Valores de apoio ao cálculo do preço médio de gás natural desde o início do segundo ciclo de operação da unidade de *hydrocracking*.

Tabela 27 - Histórico do preço de gás natural, valores fornecidos pela área da Tecnologia da Refinaria de Sines

Histórico do Preço GN (€/ton)	
maio 14	483
junho 14	489
julho 14	500
agosto 14	506
setembro 14	524
outubro 14	515
novembro 14	528
dezembro 14	534
janeiro 15	500
fevereiro 15	514
março 15	529
abril 15	433
maio 15	418
junho 15	423
julho 15	411
agosto 15	408
setembro 15	401
outubro 15	392
novembro 15	409
dezembro 15	407